

สภาวะการดำเนินการที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว



นางสาว ทศกัญญา ศรีสมาน

สถาบันวิทยบริการ

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต

สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี ภาควิชาวิศวกรรมเคมี

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ปีการศึกษา 2544

ISBN 974-03-1348-5

ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

AN OPTIMAL OPERATING CONDITION OF THE NATURAL CONDENSATE
STABILIZATION PROCESS

Miss Hataikan Srisamarn



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

A Thesis Submitted in Partial Fulfillment of the Requirements
for the Degree of Master of Engineering in Chemical Engineering

Department of Chemical Engineering

Faculty of Engineering

Chulalongkorn University

Academic Year 2001

ISBN 974-03-1348-5

หัวข้อวิทยานิพนธ์	สภาวะการดำเนินการที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการผลิตก๊าซ ธรรมชาติเหลว
โดย	นางสาว หทัยกาญจน์ ศรีสมาน
สาขาวิชา	วิศวกรรมเคมี
อาจารย์ที่ปรึกษา	รองศาสตราจารย์ ดร. ไพศาล กิตติศุภกร
อาจารย์ที่ปรึกษาร่วม	ดร. ธเนศ ชัมพานนท์

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้หัวข้อวิทยานิพนธ์ฉบับนี้
เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรบัณฑิต

..... คณบดีคณะวิศวกรรมศาสตร์
(ศาสตราจารย์ ดร. สมศักดิ์ ปัญญาแก้ว)

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

..... ประธานกรรมการ
(รองศาสตราจารย์ ดร. ธวัชชัย ชรินพานิชกุล)

..... อาจารย์ที่ปรึกษา
(รองศาสตราจารย์ ดร. ไพศาล กิตติศุภกร)

..... อาจารย์ที่ปรึกษาร่วม
(ดร. ธเนศ ชัมพานนท์)

..... กรรมการ
(อาจารย์ ดร. มนต์รี วงศ์ศรี)

หทัยกาญจน์ ศรีสมาน : สภาวะการดำเนินการที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว. (AN OPTIMAL OPERATING CONDITION OF THE NATURAL CONDENSATE STABILIZATION PROCESS) อ. ที่ปรึกษา : รองศาสตราจารย์.ดร.ไพศาล กิตติศุภกร, อ.ที่ปรึกษาร่วม : ดร. ธเนศ ชัมพานนท์ 91 หน้า. ISBN 974-03-1348-5.

งานวิจัยนี้เป็นการสร้างแบบจำลอง การเลียนแบบ และการออปติไมซ์กระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติ เพื่อศึกษาผลกระทบที่มีต่อปริมาณผลิตภัณฑ์เนื่องจากการเปลี่ยนแปลงตัวแปรปรับ และการหาสภาวะการทำงานที่เหมาะสม โดยใช้ชุดเลียนแบบกระบวนการไฮซิส และเลือกอัลกอริทึมของการทำออปติไมซ์แบบควอดเดรติกต่อเนื่อง การศึกษาเป็นการจำลองกระบวนการผลิตจริงของกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลวของแท่นผลิตกลางเอราวัณ บริษัทยูโนแคลไทยแลนด์ จำกัด กรณีศึกษาแรกเพื่อศึกษาผลกระทบจากตัวแปรปรับต่างๆ ในกระบวนการจริง ได้แก่ อัตราการไหลของสารป้อนเข้า, อัตราส่วนของสายเย็นที่เข้าสู่หอกถัน, อัตราการให้พลังงานในระบบ และการใช้พลังงานในระบบ การศึกษาพบว่าอัตราการไหลที่เพิ่มขึ้น ทำให้ผลิตภัณฑ์ที่มีค่า Reid Vapor Pressure สูงขึ้น แต่ RVP จะลดลงอย่างชัดเจนเมื่อเพิ่มพลังงานจากรีบอยเลอร์และพลังงานรวมที่ใช้เพิ่มขึ้นด้วย สำหรับอัตราส่วนสายเย็นที่เข้าสู่หอกถันมีผลกระทบเพียงเล็กน้อยต่อค่า Reid Vapor Pressure

กรณีศึกษาที่สองเพื่อหาสภาวะที่เหมาะสม พบว่าเมื่อมีปริมาณสารป้อน 15,000 ถึง 25,000 บาร์เรลต่อวัน สามารถหาสภาวะที่เหมาะสมภายใต้เงื่อนไขของคอนสเตรนที่กำหนดค่า RVP และ ความสามารถของแต่ละยูนิตในกระบวนการจริง รวมทั้งสามารถทำให้กระบวนการผลิตมีกำไรเพิ่มขึ้นเมื่อมีปริมาณสารป้อน 15,000 ถึง 22,000 บาร์เรลต่อวัน

ภาควิชาวิศวกรรมเคมี
สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี
ปีการศึกษา 2544

ลายมือชื่อนิสิต.....
ลายมือชื่ออาจารย์ที่ปรึกษา.....
ลายมือชื่ออาจารย์ที่ปรึกษาร่วม.....

4171519321 : MAJOR CHEMICAL ENGINEERING

KEY WORD: HYSYS / PROCESS MODEL / SIMULATION / NATURAL CONDENSATE / OPTIMIZATION

HATAIKAN SRISAMARN : THESIS TITLE. (AN OPTIMAL OPERATING CONDITION OF THE NATURAL CONDENSATE STABILIZATION PROCESS)

THESIS ADVISOR : ASSOCIATE PROFESSOR PAISAN KITTISUPAKORN, Ph.D., THESIS COADVISOR : TANES KHAMBANONDA, Ph.D., 91 pp. ISBN 974-03-1348-5.

In this research, a condensate stabilization process is modeled, simulated and optimized to study the variations of input variables to the amount of condensate and find an optimal operating condition by the Hysys process simulation package. The used optimization algorithm in Hysys is Successive Quadratic Programming (SQP). The case studies are based on the stabilization process of Erawan Central Processing Platform, Unocal Thailand Ltd.,. First case study considered is to study about the effect of input variables in the actual plant e.g. raw condensate feed, cold feed ratio, reboiler duty to product and energy usage. Simulation results have shown that the Reid Vapor Pressure (RVP) of product increases when the raw condensate feed increases but RVP significantly reduces when both the reboiler duty and energy usage increase. However, the RVP does not change much with regarding the cold feed ratio.

The second case study considered is to study about an optimal operating condition of the process. It was found that the process can be operated optimally between the production rate of 15,000 and 25,000 bbl/d within the constraint of given RVP and equipment capacities. In addition, the profit of the process would be gained when the production rate of between 15,000 and 22,000 bbl/d are operated.

Department Chemical Engineering	Student's signature.....
Field of study Chemical Engineering	Advisor's signature.....
Academic year 2001	Co-advisor's signature.....

กิตติกรรมประกาศ

ผู้เขียนขอขอบคุณ ที่ปรึกษาร่วม ดร.ธเนศ ชัมพานนท์ ที่กรุณาให้คำแนะนำและข้อมูลของกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว อาจารย์ที่ปรึกษา รศ.ดร. ไพศาล กิตติศุภกร ผู้ให้คำปรึกษาและความเข้าใจในการทำวิทยานิพนธ์

ขอขอบคุณ รศ.ดร.ธวัชชัย ชรินพานิชกุล ประธานในการสอบ และ ดร.มนตรี วงศ์ศรี กรรมการ ที่กรุณาตรวจสอบ และชี้แนะแนวทาง

นอกจากนี้ ขอขอบคุณ คุณชัยวัฒน์ เขียวภาพงศ์ ผู้อำนวยการแผนกเอราวัณ ที่ทำให้มีโอกาสในการทำวิทยานิพนธ์นี้ รวมถึงผู้ร่วมงานที่มีส่วนช่วยเหลือและให้คำปรึกษาด้วยดีตลอดมา ขอขอบคุณความช่วยเหลือที่ดีเยี่ยมของคุณกุลนที นราธิปกร

สุดท้ายขอขอบคุณ พ่อ แม่ น้องๆ ญาติ และ เพื่อนๆ สำหรับกำลังใจทั้งหมด



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

สารบัญ

บทคัดย่อวิทยานิพนธ์.....	ง
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	จ
กิตติกรรมประกาศ.....	ฉ
สารบัญ.....	ช
สารบัญตาราง.....	ฅ
สารบัญภาพ.....	ฎ
คำอธิบายสัญลักษณ์และคำย่อ.....	ฐ

บทที่	หน้า
1 บทนำ.....	1
1.1 มूलเหตุจูงใจ.....	1
1.2 ผลงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	5
1.3 วัตถุประสงค์.....	6
1.4 ขอบเขตของงานวิจัย.....	7
1.5 ประโยชน์ที่ได้รับ.....	7
2 หลักการ.....	8
2.1 การจำลองและเลียนแบบกระบวนการ.....	8
2.2 หลักการพื้นฐานที่ใช้ในการคำนวณเพื่อหาผลลัพธ์ในแบบจำลอง.....	9
2.3 วิธีการหาสถานะที่เหมาะสม.....	20
3 กรณีศึกษา.....	30
3.1 รายละเอียดกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว.....	30
3.2 แบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว.....	31
3.3 ผลการจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว.....	34
3.4 ผลการศึกษาตัวแปรต่างๆ ในระบบ.....	37
3.4.1 ตัวแปรตัวที่ 1 อัตราการไหลของก๊าซธรรมชาติเหลวเข้าสู่ระบบ.....	37
3.4.2 ตัวแปรตัวที่ 2 อัตราส่วนของสายเย็น.....	44
3.4.3 ตัวแปรตัวที่ 3 อัตราการให้ความร้อนของรีบอยเลอร์.....	51
3.5 ผลการหาสถานะที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว.....	58
4 สรุปผล.....	71

สารบัญ (ต่อ)

หน้า

รายการอ้างอิง.....	73
ภาคผนวก.....	75
ก. การจำลองกระบวนการโดยโปรแกรมไฮซีต.....	76
ข. การสูญเสียความร้อนให้กับสิ่งแวดล้อม.....	90
ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์.....	91



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

สารบัญญัตินำ

ตาราง		หน้า
3-1	องค์ประกอบของสายป้อนเข้าระบบการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว.....	33
3-2	ผลเปรียบเทียบกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว และการจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลวโดยโปรแกรมไฮซิส.....	34
3-3	สภาวะของแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว กรณีศึกษาการเปลี่ยนแปลงปริมาณสายป้อนของระบบ.....	38
3-4	เงื่อนไขของแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว กรณีศึกษาการเปลี่ยนแปลงปริมาณของสายป้อนเข้า (CSDFEED).....	39
3-5	ผลของกรณีศึกษาการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลของสายป้อนเข้าที่มีต่อผลิตภัณฑ์และพลังงานในแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว.....	40
3-6	เปอร์เซ็นต์ของกรณีศึกษาการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลของสายป้อนเข้าที่มีต่อผลิตภัณฑ์และพลังงานในแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว.....	42
3-7	สภาวะของแบบจำลองกระบวนการผลิตเมื่อมีการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของสายเย็นสู่ออกกลับ.....	45
3-8	เงื่อนไขของแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว กรณีศึกษาการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของสายเย็นเข้าสู่หอกลั่น.....	46
3-9	ผลของกรณีศึกษาการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของสายเย็นที่มีต่อผลิตภัณฑ์และพลังงานในแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว.....	46
3-10	เปอร์เซ็นต์ของกรณีศึกษาการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลของสายป้อนเข้าที่มีต่อผลิตภัณฑ์ และ พลังงานในแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว.....	49
3-11	สภาวะของแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว เมื่อมีการเปลี่ยนแปลงอัตราการให้พลังงานของหม้อต้ม (Reboiler).....	52
3-12	เงื่อนไขของแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว กรณีศึกษาการเปลี่ยนแปลงอัตราการให้ความร้อนของรีบอยเลอร์.....	53
3-13	ผลของกรณีศึกษาการเปลี่ยนแปลงอัตราการให้ความร้อนของรีบอยเลอร์ที่มีต่อผลิตภัณฑ์และพลังงานในแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว.....	54

สารบัญตาราง (ต่อ)

ตาราง	หน้า
3-14	เปอร์เซ็นต์ของกรณีศึกษาการเปลี่ยนแปลงอัตราการให้พลังงานที่รอบยเลอร์ต่อดผลิตภัณฑ์ และ พลังงานในแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว.....56
3-15	การกำหนดเงื่อนไขของการออปติไมซ์ แบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว58
3-16	แบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลวที่เงื่อนไขปกติ.....59
3-17	เงื่อนไขที่เหมาะสมจากการออปติไมซ์แบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว61
3-18	สภาวะของแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลวเมื่อมีการเปลี่ยนแปลงเงื่อนไขของสภาวะการดำเนินงานให้เหมาะสม.....62
3-19	ผลการศึกษาค้นหาเงื่อนไขกระบวนการผลิตที่เหมาะสมจากแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลวที่มีผลต่อผลิตภัณฑ์และพลังงานของระบบ.....63
3-20	ผลเปอร์เซ็นต์การศึกษาค้นหาเงื่อนไขกระบวนการผลิตที่เหมาะสมจากแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลวที่มีผลต่อผลิตภัณฑ์และพลังงานของระบบ.....64
3-21	ตัวอย่างองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์ กรณีศึกษาเงื่อนไขกระบวนการผลิตที่เหมาะสมจากแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว.....67
3-22	ผลการศึกษารายได้ของกระบวนการจากแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลวที่เงื่อนไขปกติ.....69
3-23	ผลการศึกษารายได้ของกระบวนการจากแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลวที่เงื่อนไขที่เหมาะสม.....69
ข-1	ปริมาณพลังงานที่สูญเสียให้สิ่งแวดล้อม.....88

สารบัญภาพ

ภาพประกอบ	หน้า
1-1 แสดงที่ตั้งของแหล่งก๊าซธรรมชาติต่างๆ ในอ่าวไทย.....	4
1-2 กระบวนการในการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลวที่แทนผลิตรกลางเอราวัน (Stabilization Process).....	5
2-1 แสดงโครงสร้างของหอกลิ้นอย่างง่าย.....	11
2-2 แสดงการพิจารณาการกลั่นแบบสารมีหลายองค์ประกอบและมีหลายเทรย์ ในหอกลิ้น.....	13
2-3 แสดงคุณสมบัติของสารแต่ละสาย ในสมการแสดงออบเจกทีฟฟังก์ชันของระบบ.....	22
2-4 แสดงโครงสร้างของการออบติไมซ์แบบ SQP.....	29
3-1 แบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลวที่แทนผลิตรกลางเอราวัน.....	32
3-2 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการไหลของสายป้อนเข้า (CSDFEED) และ ค่า Reid Vapor Pressure ของผลิตภัณฑ์.....	41
3-3 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการไหลของสายป้อน (CSDFEED) และ พลังงานที่ป้อน เข้าระบบ.....	41
3-4 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างเปอร์เซ็นต์ของอัตราการไหลของสายป้อนเข้า (CSDFEED) และ ค่า Reid Vapor Pressure ของผลิตภัณฑ์.....	43
3-5 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างเปอร์เซ็นต์อัตราการไหลของสายป้อนเข้า (CSDFEED) และ พลังงานที่ป้อนเข้าระบบ.....	43
3-6 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างอัตราส่วนของสายเย็น และ Reid Vapor Pressure ของผลิตภัณฑ์.....	48
3-7 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างอัตราส่วนของสายเย็น และ พลังงานป้อนเข้า.....	48
3-8 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างเปอร์เซ็นต์ของอัตราส่วนของสายเย็น และ Reid Vapor Pressure ของผลิตภัณฑ์.....	50
3-9 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างเปอร์เซ็นต์อัตราส่วนของสายเย็น และ พลังงาน ป้อนเข้า.....	50
3-10 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการให้ความร้อนจากรีบอยเลอร์ และ Reid Vapor Pressure ของผลิตภัณฑ์.....	55

สารบัญญภาพ (ต่อ)

ภาพประกอบ	หน้า
3-11 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการให้ความร้อนจากรีบอยเลอร์ และ พลังงานป้อนเข้าทั้งหมด.....	55
3-12 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างเปอร์เซ็นต์ของอัตราการให้ความร้อนจากรีบอยเลอร์และ Reid Vapor Pressure ของผลิตภัณฑ์.....	57
3-13 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างเปอร์เซ็นต์ของอัตราการให้ความร้อนจากรีบอยเลอร์ และ พลังงานป้อนเข้าทั้งหมด.....	57
3-14 แสดงปริมาณผลิตภัณฑ์ และ RVP ระหว่างเงื่อนไขกระบวนการผลิตปกติ และ กระบวนการผลิตที่ใช้เงื่อนไขที่เหมาะสม.....	64
3-15 แสดงเปอร์เซ็นต์เปรียบเทียบค่า RVP ระหว่างเงื่อนไขกระบวนการผลิตปกติ และ กระบวนการผลิตที่ใช้เงื่อนไขที่เหมาะสม.....	65
3-16 แสดงเปอร์เซ็นต์เปรียบเทียบค่าพลังงานที่ให้กับระบบ ระหว่างเงื่อนไขกระบวนการผลิตปกติ และ กระบวนการผลิตที่ใช้เงื่อนไขที่เหมาะสม.....	66
3-17 แสดงเปอร์เซ็นต์เปรียบเทียบค่าพลังงานที่ให้กับระบบ ระหว่างเงื่อนไขกระบวนการผลิตปกติ และ กระบวนการผลิตที่ใช้เงื่อนไขที่เหมาะสม.....	66
3-18 แสดงปริมาณกำไรที่ได้จากศึกษาแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลวจากการใช้เงื่อนไขการทำงานปกติ และกำไรส่วนที่เพิ่มเติมจากเงื่อนไขที่เหมาะสมในการผลิต.....	70

คำอธิบายสัญลักษณ์และคำย่อ

สัญลักษณ์	ความหมาย	หน่วย
RVP	Reid Vapor Pressure ความดันไอที่อุณหภูมิ 100 °F	psia
SQP	Successive Quadratic Programming	
C1-C4	สารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่มีองค์ประกอบของคาร์บอนตั้งแต่ 1 อะตอม ถึง 4 อะตอม	
C5+	สารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่มีองค์ประกอบของคาร์บอนตั้งแต่ 5 อะตอมขึ้นไป	
PR	สมการสถานะแบบ Peng Robinson	
P	ความดัน (Pressure)	psia
R	ค่าคงที่ของก๊าซ Ideal Gas constant = 10.73	(psia)(ft ³)/(lb-mol)(°R)
T	อุณหภูมิ (Temperature)	°F
V	ปริมาตร (Volume)	ft ³
T _c	อุณหภูมิวิกฤต (Critical Temperature)	°F
P _c	ความดันวิกฤต (Critical Pressure)	psia
x	อัตราส่วนโดยโมล	
L _{j-1}	ปริมาณของเหลวที่ไหลมาจากเทรย์ j-1	lb/hr
V _{j+1}	ปริมาณของไอที่ไหลมาจากเทรย์ j+1	lb/hr
x _{ij-1}	อัตราส่วนโดยโมลขององค์ประกอบ i ที่เป็นของเหลวที่มาจากเทรย์ j-1	
y _{ij-1}	อัตราส่วนโดยโมลขององค์ประกอบ i ที่เป็นไอที่มาจากเทรย์ j-1	
F _j	ปริมาณของสารป้อนเข้าที่เทรย์ j	lb/hr
z _{ij}	อัตราส่วนโดยโมลขององค์ประกอบ i ของสารป้อนที่เทรย์ j	
L _j + U _j	ปริมาณของของเหลวที่ไหลออกจากเทรย์ j	lb/hr
V _j + W _j	ปริมาณของไอที่ไหลออกจากเทรย์ j	lb/hr
K _{ij}	vapor-liquid equilibrium constant ของสาร i ที่เทรย์ j	
H _{Lj-1}	เอนทาลปีของของเหลวที่เทรย์ j-1	Btu/lb

คำอธิบายสัญลักษณ์และค่าย่อ (ต่อ)

สัญลักษณ์	ความหมาย	หน่วย
H_{Vj-1}	เอนทาลปีของไอที่เทอร์ย์ j-1	Btu/lb
H_{Fj}	เอนทาลปีของสารป้อนที่เทอร์ย์ j	Btu/lb
S	เอนโทรปี	Btu/°R
Z	Compressibility	
ρ	ความหนาแน่น	lb/ft ³
μ	ความหนืด (viscosity)	lb/ft
C_p	ความจุความร้อนจำเพาะ	Btu/lb-°F
Q	ปริมาณความร้อน	Btu/hr
$f(x_1, x_2, x_3)$	ขอบเขตที่ฟังก์ชัน ที่มีตัวแปรปรับ x_1, x_2, x_3	
$x_{iLowerBound}^0$	ขอบเขตของตัวแปรปรับต่ำสุด	
$x_{iUpperBound}^0$	ขอบเขตของตัวแปรปรับสูงสุด	
$c(y_1, y_2, \dots, y_n)$	คอนสเตรนทฟังก์ชัน	
E-Pump	ปริมาณพลังงานที่ปั๊มใช้	Btu/hr
E_REB	ปริมาณพลังงานที่หม้อต้มใช้	Btu/hr
E-Cooler	ปริมาณพลังงานที่คูลเลอร์ใช้	Btu/hr
E-Comp1	ปริมาณพลังงานที่คอมเพลสเซอร์ตัวที่ 1 ใช้	Btu/hr
E-Comp2	ปริมาณพลังงานที่คอมเพลสเซอร์ตัวที่ 2 ใช้	Btu/hr
A	อัตราส่วนของสายเย็นที่ไหลเข้าสู่หอกลั่น	
B	อุณหภูมิของสายร้อนที่เข้าสู่หอกลั่น	°F
C	ปริมาณพลังงานความร้อนจากหม้อต้ม	Btu/hr

บทที่ 1

บทนำ

1.1 มลเหตุจูงใจ

ก๊าซธรรมชาติจากอ่าวไทยเป็นเชื้อเพลิงที่สะอาด มีประสิทธิภาพ และการนำก๊าซธรรมชาติมาใช้ภายในประเทศ สามารถลดการพึ่งพาพลังงานนำเข้าเป็นจำนวนมาก ก๊าซธรรมชาติที่ผลิตได้ในประเทศ มีปริมาณถึง 1 ใน 5 ของความต้องการพลังงานทั้งหมดที่ใช้ในประเทศ การที่สามารถผลิตก๊าซธรรมชาติขึ้นมาใช้อย่างต่อเนื่อง ทำให้เกิดอุตสาหกรรมปิโตรเคมีทางชายฝั่งตะวันออกของประเทศ โรงแยกก๊าซของการปิโตรเลียมแห่งประเทศไทย (ปตท.) ได้นำก๊าซธรรมชาติไปผลิตก๊าซหุงต้มเพื่อใช้ในประเทศ และป้อนเป็นวัตถุดิบให้บริษัทปิโตรเคมี และอุตสาหกรรมต่อเนื่องอื่นๆ

ประเทศไทยได้มอบสัมปทานการสำรวจปิโตรเลียมในประเทศครั้งแรกเมื่อปี พ.ศ. 2505 บริเวณเขตที่ราบสูงโคราช แต่การสำรวจในครั้งนั้นไม่ประสบความสำเร็จ ต่อมาในปี พ.ศ. 2511 รัฐบาลได้เปิดโอกาสให้มีการสำรวจหาแหล่งปิโตรเลียมในอ่าวไทย ความสำเร็จครั้งแรกในการสำรวจหาพลังงานเกิดขึ้นในช่วงต้นปี พ.ศ. 2516 เมื่อมีการค้นพบแหล่งก๊าซเอราวัณ มีการพัฒนาแหล่งก๊าซธรรมชาติ และวางท่อส่งก๊าซนอกฝั่งจากแหล่งเอราวัณไปขึ้นฝั่งที่จังหวัดระยอง ความยาวของท่อประมาณ 425 กิโลเมตร เริ่มมีการผลิตก๊าซธรรมชาติจากแหล่งเอราวัณครั้งแรกในเดือนสิงหาคม พ.ศ. 2524 แต่ปริมาณการผลิตที่ได้ต่ำกว่าเป้าหมายที่ตั้งไว้อย่างมาก ทั้งนี้มีสาเหตุมาจากโครงสร้างทางธรณีวิทยาของอ่าวไทยที่สลับซับซ้อน และมีความร้อนสูงมาก ทำให้การสำรวจ การขุดเจาะและการผลิตเป็นไปด้วยความยากลำบาก ในช่วงต้นปี พ.ศ. 2525 ปริมาณการผลิตก๊าซธรรมชาติทั้งหมดทำได้เพียง 120 ล้านลูกบาศก์ฟุตต่อวัน ซึ่งต่ำกว่าเป้าหมายที่ตั้งไว้คือกว่า 200 ล้านลูกบาศก์ฟุตต่อวัน ต่อมา มีการส่งก๊าซจากแหล่งบรรพตมาผลิตที่แหล่งเอราวัณ เมื่อปี พ.ศ. 2526 ในช่วงต้นปี พ.ศ. 2528 เริ่มผลิตก๊าซจากแหล่งปลาทอง และแหล่งสตูล เมื่อสิ้นปี พ.ศ. 2528 ปริมาณการผลิตก๊าซธรรมชาติโดยเฉลี่ยเป็น 327 ล้านลูกบาศก์ฟุต เมื่อถึงปี พ.ศ. 2530 ยอดการผลิตก๊าซธรรมชาติ คือ 447 ล้านลูกบาศก์ฟุตต่อวัน และก๊าซ

ธรรมชาติเหลวเป็น 15,000 บาร์เรลต่อวัน พ.ศ. 2543 ยอดการผลิตก๊าซธรรมชาติประมาณ 1,000 ล้านลูกบาศก์ฟุตต่อวัน ส่วนก๊าซ ธรรมชาติเหลวประมาณ 41,000 บาร์เรลต่อวัน

สำหรับแหล่งเอราวัณที่ตั้งอยู่กลางอ่าวไทยห่างจากกรุงเทพฯ ไปทางทิศใต้ ประมาณ 500 กิโลเมตร และ ห่างจากชายฝั่งที่ใกล้ที่สุด 145 กิโลเมตร ซึ่งมีแท่นผลิต 4 แท่น แท่นผลิตกลาง 1 แท่น และแท่นที่พักอาศัย 2 แท่น จะสามารถทำการผลิตก๊าซธรรมชาติประมาณ 280 ล้านลูกบาศก์ฟุตต่อวัน และ ก๊าซธรรมชาติเหลว ประมาณ 14,000 บาร์เรลต่อวัน

สำหรับกระบวนการในการผลิตก๊าซธรรมชาติอย่างคร่าวๆ คือ ขั้นแรกจะมีการสำรวจโครงสร้าง ทางธรณีของบริเวณนั้น ต่อมาก็จะทำการกำหนดการวางตำแหน่ง และลักษณะของหลุมที่จะทำการขุดเจาะ จากนั้นก็ดำเนินการขุดเจาะ แล้วในที่สุดก็จะได้ก๊าซธรรมชาติที่ผสมอยู่กับก๊าซธรรมชาติเหลว ส่งผ่านตามท่อส่งมายังแท่นการผลิตเพื่อแยกก๊าซธรรมชาติออกจากก๊าซธรรมชาติเหลว โดยอาศัยหลักของความหนาแน่นที่แตกต่างกัน แต่ก๊าซธรรมชาติเหลวที่ได้จะยังเหลือก๊าซธรรมชาติปนอยู่ด้วย จากนั้นจะส่งก๊าซธรรมชาติ และก๊าซธรรมชาติเหลวนี้ไปยังแท่นการผลิตกลาง เพื่อนำก๊าซธรรมชาติเหลวไปผ่านกระบวนการแยกก๊าซธรรมชาติเหลว (Stabilization process) เพื่อที่จะแยกก๊าซธรรมชาติที่ยังปนอยู่ออก จากนั้นก็จะดำเนินการส่งให้ลูกค้าคือ ปตท. ทั้งหมดที่สามารถผลิตได้

กระบวนการแยกก๊าซธรรมชาติออกจากก๊าซธรรมชาติเหลว (stabilization process) จะทำการแยกก๊าซธรรมชาติ (Light Hydrocarbon, C1 – C4) ออกจากก๊าซธรรมชาติเหลว (Heavy Hydrocarbon, C5+) สาเหตุเนื่องมาจากถ้ามีก๊าซธรรมชาติปะปนอยู่เมื่อนำไปเก็บในถังเก็บในสภาวะปกติ ก๊าซธรรมชาติเหล่านี้ก็จะกลายเป็นก๊าซ ทำให้ปริมาณของก๊าซธรรมชาติเหลวภายในถังเก็บลดลง พร้อมทั้งทำให้ความดันภายในถังเก็บสูงขึ้น ถ้ามีปริมาณของก๊าซธรรมชาติผสมอยู่สูงมาก ก็จะทำให้เพิ่มความดันภายในถังเก็บสูงขึ้นได้มาก และอาจเกิดการระเบิดขึ้นได้ ดังนั้นจึงต้องมีความระมัดระวังในการควบคุมดูแลกระบวนการนี้

ปัจจุบันสำหรับแหล่งเอราวัณ พบว่ามีก๊าซธรรมชาติ (Light Hydrocarbon) ผสมอยู่ในก๊าซธรรมชาติเหลว ซึ่งจะทำให้การวัดเป็นค่าอาร์วีพี (RVP, Reid Vapour Pressure) ได้สูงกว่า 12 psia ซึ่งหมายความว่า จะมีการสูญเสียก๊าซธรรมชาติเหลวส่วนหนึ่งไปเป็นก๊าซภายในถังเก็บ คาดว่าสาเหตุของการมีก๊าซธรรมชาติปนอยู่ในก๊าซธรรมชาติเหลวในระดับนี้ เนื่องมาจากเงื่อนไขในการดำเนินกระบวนการแยกก๊าซธรรมชาติออกจากก๊าซธรรมชาติเหลวยังไม่เหมาะสมกับสภาวะจริงในปัจจุบัน ทำให้เกิดความคิดที่จะหาเงื่อนไขที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการนี้เพื่อให้เกิดประสิทธิภาพในการแยกก๊าซธรรมชาติ (Light Hydrocarbon) ออกจากก๊าซธรรมชาติเหลว

(Heavy Hydrocarbon) เพื่อลดการสูญเสียของก๊าซธรรมชาติเหลวในส่วนนี้ โดยการหาเงื่อนไขของกระบวนการที่เหมาะสมที่สุดสำหรับแหล่งเอราวัณ

เมื่อพิจารณากระบวนการแยกก๊าซธรรมชาติเหลว (Stabilization process) ซึ่งจะเริ่มต้น โดยการรับก๊าซธรรมชาติเหลวมาจากแหล่งต่างๆ มาเก็บในถังเก็บ (Surge Drum) แล้วมีการส่งก๊าซธรรมชาติเหลวไปยังสแตบิไลเซอร์ (stabilizer) โดยจะทำการแยกเป็น 2 สาย คือ สายร้อน (Hot Feed) และ สายเย็น (Cold Feed) โดยจะมีการป้อนกลับของก๊าซธรรมชาติเหลวภายในหอกลั่น (stabilizer) ในที่สุดก็จะได้ผลิตภัณฑ์ยอดหอ เป็นก๊าซธรรมชาติที่จะส่งไปรวมกับก๊าซธรรมชาติที่ได้มาก่อนหน้านี้แล้ว อีกส่วนก็จะได้ผลิตภัณฑ์ก้นหอเป็นก๊าซธรรมชาติเหลวที่จะนำไปเก็บในถังที่เก็บ (tanker)

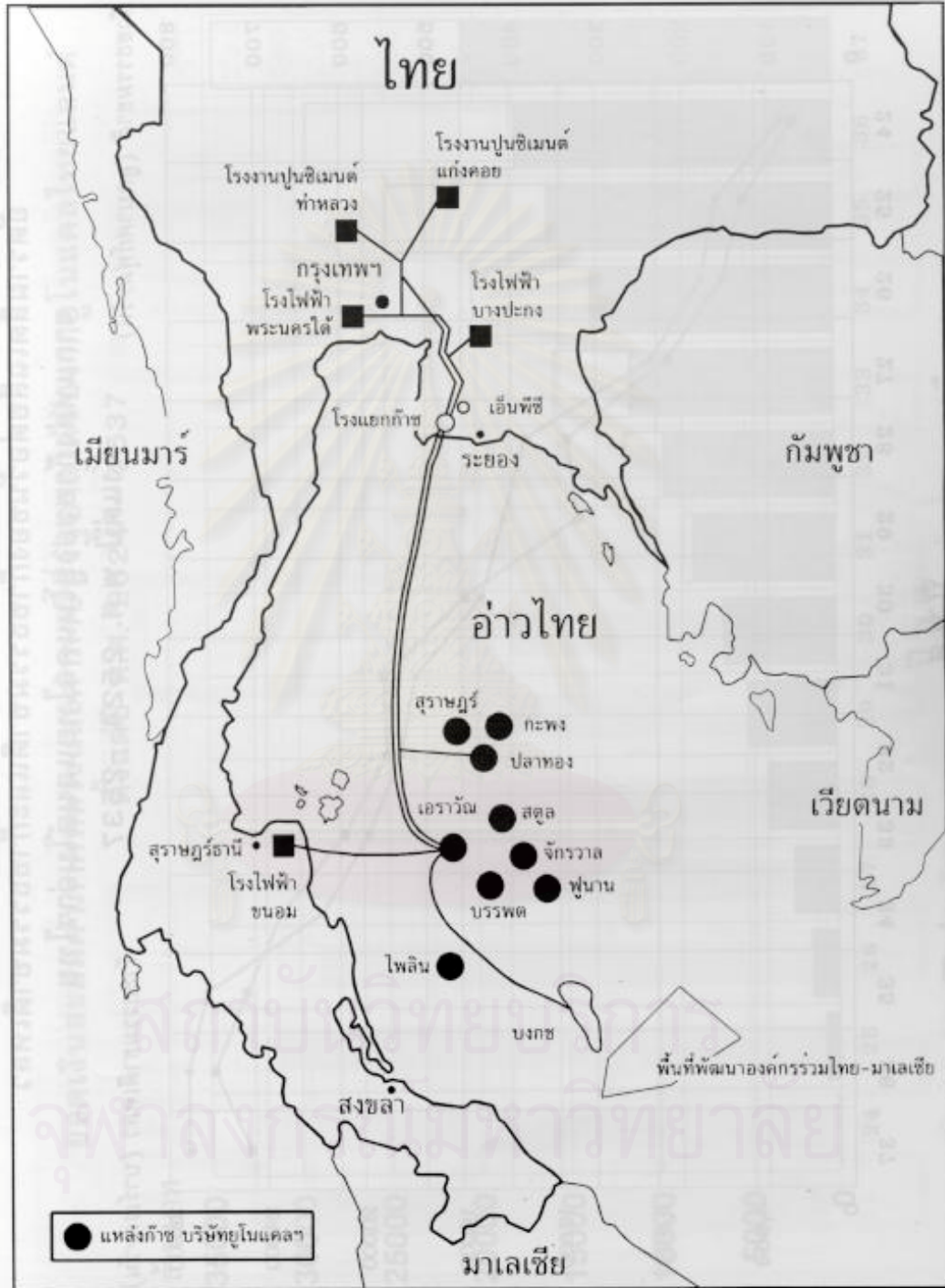
เงื่อนไขที่มีการปรับเปลี่ยนในกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว คือ

1. อัตราการไหลของก๊าซธรรมชาติเหลว
2. อัตราส่วนการไหลของสายเย็นที่เข้าสู่หอกลั่น (Stabilizer)
3. อัตราการให้ความร้อนจากรีบอยเลอร์ (reboiler)

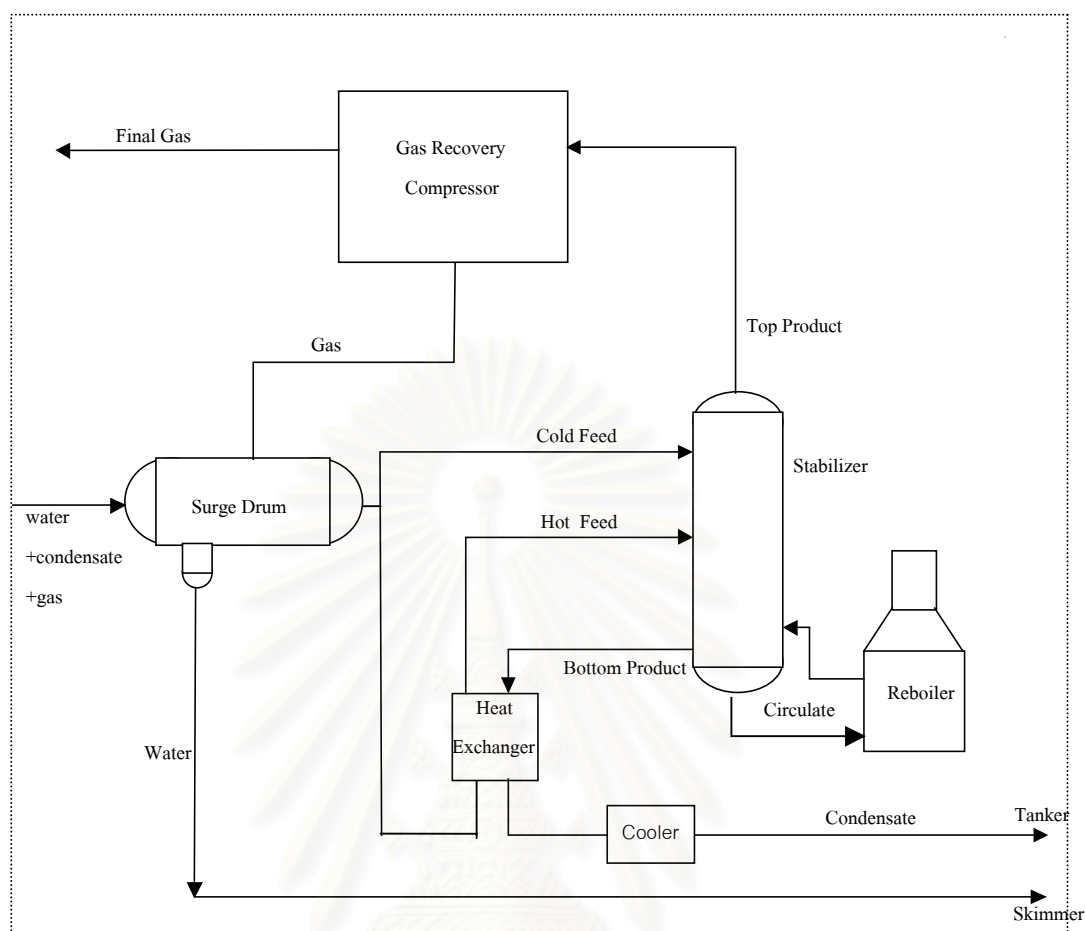
การเปลี่ยนแปลงของเงื่อนไขเหล่านี้ในกระบวนการ ควรจะมีผลต่อความสามารถในการแยกก๊าซธรรมชาติออกจากก๊าซธรรมชาติเหลว แต่ในการเปลี่ยนแปลงเงื่อนไขต่างๆ เพื่อศึกษาผลกระทบจากตัวแปรนั้นๆ จะทำให้การดำเนินงานมีความยุ่งยาก และ มีความเสี่ยงต่อกระบวนการผลิตจริง ดังนั้นการศึกษาในแบบจำลอง จึงเป็นหนทางที่สะดวก รวดเร็วและปลอดภัยกว่า

เพราะฉะนั้นจึงสร้างแบบจำลองเลียนแบบ โดยใช้ชุดเลียนแบบกระบวนการที่มีชื่อว่าไฮซิส (HYSYS) เพื่อทำการสร้างแบบจำลองของกระบวนการแยกก๊าซธรรมชาติออกจากก๊าซธรรมชาติเหลว ที่แท่นผลิตกลางของแหล่งเอราวัณ ซึ่งเป็นแท่นผลิตก๊าซธรรมชาติแห่งแรกของประเทศไทย โดยบริษัท ยูโนแคลประเทศไทย จำกัด เพื่อศึกษาถึงผลกระทบเนื่องมาจากตัวแปรแต่ละตัวที่กล่าวมาข้างต้น พร้อมทั้งหาสภาวะที่เหมาะสมที่สุด ในการดำเนินการเพื่อให้สามารถแยกก๊าซธรรมชาติออกจากก๊าซธรรมชาติเหลวให้ได้อย่างมีประสิทธิภาพ

แผนผัง แนวท่อส่งก๊าซธรรมชาติจากแหล่งก๊าซในอ่าวไทย



รูปที่ 1-1 แสดงที่ตั้งของแหล่งก๊าซธรรมชาติต่างๆ ในอ่าวไทย



รูปที่ 1-2 กระบวนการในการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลวที่แทนผลิตภัณฑ์กลางเอราวัณ
(Stabilization Process)

1.2 ผลงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

การศึกษาเกี่ยวกับการจำลองและควบคุมหอกลั่นมืออยู่เป็นจำนวนมาก เนื่องจากจากหอกลั่นเป็นส่วนประกอบที่สำคัญของอุตสาหกรรมปิโตรเลียม และปิโตรเคมี การศึกษาการจำลองพลศาสตร์ และการควบคุมหอกลั่น ของ Unnop (1994) โดยการสร้างโปรแกรมด้วยภาษาซี ได้ทดสอบความถูกต้องกับโปรแกรมสำเร็จรูป HYSIM ซึ่งผลที่ได้จากการคำนวณที่สถานะคงตัว อุณหภูมิแต่ละเทอร์ย์ของหอกลั่นพบว่ามีความแตกต่างกันไม่เกิน 3 องศาฟาเรนไฮต์ มีการเปรียบเทียบโครงสร้างการควบคุมหอกลั่นโดยใช้ MATLAB ของ Urapong (1995) ได้ทำการหาพารา

มีเตอร์ตัวควบคุมที่เหมาะสมของโครงสร้างการควบคุมที่เลือก และเปรียบเทียบกับเอกสารตีพิมพ์ ZN, ISE และ BLT Somwang (1997) ได้เสนองานวิจัยเรื่องการเลียนแบบเชิงพลวัตของหอกลิ้น โดยใช้โปรแกรมสปีดอัป (Speedup) การศึกษาการเลียนแบบและการออปติไมซ์ของระบบควบคุม โดยใช้แอสเพนพลัส (Aspen Plus) ของ Prasaya (1997) มีการเลียนแบบกระบวนการแยกไฮโดรคาร์บอนชนิดต่างๆ ออกจากก๊าซธรรมชาติของบริษัทชูนโค ประเทศแคนาดา ผลลัพธ์ที่ได้มีความสอดคล้องกับผลงานของ Bailey (1993) ที่ทำการเลียนแบบกระบวนการเดียวกันนี้โดยโปรแกรม MINOS นอกจากนี้แล้วยังศึกษาระบบควบคุม ของโรงงานโอเลฟินส์ของบริษัทไทยโอเลฟินส์ จำกัด พบว่าผลที่ได้จากแบบจำลองมีค่าใกล้เคียงกับผลจากกระบวนการจริง รวมทั้งการพัฒนาโปรแกรมเลียนแบบการทำงานของหอกลิ้นของ Sutasinee (1996) ด้วยภาษาซีพลัสพลัส (C++) การคำนวณค่าคุณสมบัติของสารสามารถเลือกใช้สมการสำหรับก๊าซอุดมคติ หรือก๊าซจริง ซึ่งคำนวณโดยเพ็งโรบินสัน (Peng Robinson) ผลการตรวจสอบค่าความแตกต่างของอุณหภูมิเมื่อเปรียบเทียบกับค่าจากหนังสืออ้างอิงมีค่าไม่เกิน 0.46% และไม่เกิน 1.19% สำหรับโปรแกรม HYSIM นอกจากนี้ยังมี Gallier and Kisala (1987) ทำการจำลองกระบวนการโดยใช้โปรแกรม Aspen Plus

1.3 วัตถุประสงค์

1. จำลองกระบวนการแยกก๊าซธรรมชาติออกจากก๊าซธรรมชาติเหลวที่มีความถูกต้อง โดยโปรแกรมจำลองกระบวนการไฮซิส (HYSYS) โดยเปรียบเทียบกับผลของกระบวนการผลิตจริง
2. ศึกษาผลกระทบจากการเปลี่ยนแปลงของตัวแปรที่ควบคุมได้ที่มีต่อผลิตภัณฑ์โดยชุดเลียนแบบไฮซิส (HYSYS) ดังนี้
 - อัตราการไหลของก๊าซธรรมชาติเหลว
 - อัตราส่วนการไหลของสายเย็นที่เข้าสู่เตปี้ไลเซอร์ (Stabilizer)
 - อัตราการให้ความร้อนจากรีบอยเลอร์ (reboiler)
3. หาสภาวะที่เหมาะสมในการดำเนินการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว โดยโปรแกรมจำลองกระบวนการไฮซิส (HYSYS)

1.4 ขอบเขตของงานวิจัย

1. จำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลวของแท่นการผลิตกลางเอราวัณ โดยโปรแกรมจำลองกระบวนการไฮซิส (HYSYS)
2. หาผลกระทบและความสำคัญต่อผลิตภัณฑ์ของตัวแปรต่างๆ ในระบบ ดังนี้
 - อัตราการไหลของก๊าซธรรมชาติเหลว
 - อัตราการไหลของสายร้อนต่อสายเย็นที่เข้าสู่สเตบิไลเซอร์ (Stabilizer)
 - อัตราการให้ความร้อนจากรีบอยเลอร์ (Reboiler)
3. หาสภาวะการดำเนินงานที่เหมาะสม โดยการทำออปติไมซ์กระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติที่แท่นการผลิตกลางเอราวัณ คำนึงถึงประสิทธิภาพในการแยกก๊าซธรรมชาติและทางด้านเศรษฐศาสตร์โดยรวม

1.5 ประโยชน์ที่ได้รับ

1. ได้แบบจำลองที่สามารถอธิบายผลการแยกก๊าซธรรมชาติออกจากก๊าซธรรมชาติเหลว
2. สามารถบอกแนวโน้มที่จะเกิดขึ้นของระบบ เมื่อมีการเปลี่ยนแปลงตัวแปรต่างๆ
3. ได้สภาวะที่เหมาะสมในการดำเนินกระบวนการที่สามารถเพิ่มความสามารในการแยกก๊าซธรรมชาติออกจากก๊าซธรรมชาติเหลว

บทที่ 2

หลักการ

2.1 การจำลองและเลียนแบบกระบวนการ

การจำลองและเลียนแบบกระบวนการ คือ การแทนกระบวนการผลิตทั้งหมดด้วยสมการทางคณิตศาสตร์ โดยจะอาศัยหลักการของสมดุลมวลและสมดุลพลังงาน แล้วทำการคำนวณเพื่อหาคำตอบของสมการด้วยคอมพิวเตอร์ ซึ่งผลลัพธ์ของสมการจะแสดง ถึงผลที่จะเกิดขึ้นจริงในกระบวนการนั้นๆ เมื่อดำเนินการด้วยเงื่อนไขที่กำหนด ความถูกต้องในการจำลองและเลียนแบบจะขึ้นอยู่กับ สมการทางคณิตศาสตร์ที่เป็นตัวแทนของระบบว่าจะแทนลักษณะทั้งหมดที่เกิดขึ้นในกระบวนการจริงได้ถูกต้องหรือไม่ และวิธีการที่จะหาคำตอบของสมการเหล่านี้ จะขึ้นอยู่กับความถูกต้องและแม่นยำของวิธีการทางคณิตศาสตร์ที่นำมาใช้แก้ปัญหา

เนื่องจากภายในกระบวนการจะประกอบด้วยหลายยูนิตย่อย แต่ละยูนิตจะสามารถเขียนแทนได้ด้วยสมการทางคณิตศาสตร์ ได้แก่ สมการดุลมวล สมการดุลพลังงาน อัตราการเกิดปฏิกิริยา ตัวแปรต่างๆ ในสมการเหล่านี้ รวมกับสมการของสสารขาเข้า และ ขาออก เงื่อนไขต่างๆ เนื่องจากข้อจำกัดของเครื่องมือ และตัวแปรภายในแต่ละยูนิต เป้าหมายของการจำลองกระบวนการคือ แก้สมการในทุกยูนิตในกระบวนการให้ดีที่สุด โดยคำนึงถึงความสัมพันธ์ระหว่างสมการที่เป็นผลลัพธ์ของยูนิตก่อน มาเป็นสสารขาเข้าของยูนิตต่อมา กรณีที่ทำการศึกษาคือระบบที่มีสภาวะดำเนินการแบบคงตัว (Steady State)

การหาคำตอบของระบบสมการที่เป็นตัวแทนสภาวะการดำเนินงานจริงนั้น มีวิธีการหาคำตอบทางคณิตศาสตร์ได้หลายทาง เช่น equation-oriented approaches, sequential modular approach, simultaneous modular approach เพื่อทำนายพฤติกรรมของระบบทั้งหมด โดยการคำนวณจากสมการพื้นฐานของทฤษฎีทางด้านเทอร์โมไดนามิค ในการศึกษาระบบจากการจำลองทางคณิตศาสตร์จะต้องทำการเลือกทฤษฎีที่เหมาะสมกับระบบที่จะศึกษา เพื่อให้สามารถบอกถึงพฤติกรรมที่จะเกิดขึ้นของระบบใกล้เคียงกับสิ่งที่เกิดขึ้นจริงในกระบวนการผลิต การเลือกสมการพื้นฐานทางด้านเทอร์โมไดนามิค คือ การเลือกสมการสภาวะ ตัวอย่างของสมการ ได้แก่ สมการสภาวะแบบ Kibadi Danner, PRSV, SRK, Sour PR, Sour SRK , Zudketvitch Joffe แต่สำหรับกระบวนการที่ต้องการศึกษาจะใช้แบบ เพ็งโรบินสัน (PR, Peng Robinson) ซึ่ง

เหมาะสมกับอุตสาหกรรมทางด้านการผลิตก๊าซธรรมชาติ และสามารถทำการศึกษาเงื่อนไขในช่วงกว้างๆ และมีความน่าเชื่อถือในการทำนายคุณสมบัติของระบบไฮโดรคาร์บอนเกือบทั้งหมด

สำหรับโปรแกรมสำเร็จรูปที่จะนำมาใช้ในการจำลองและเลียนแบบไฮซิส (HYSYS) ของบริษัท Hyprotech Ltd., ประเทศแคนาดา เป็นโปรแกรมที่ทำการพัฒนาจากโปรแกรมสำเร็จรูปไฮซิม (HYSIM) มีความถูกต้องสูง มีความสะดวกในการใช้งาน

2.2 หลักการพื้นฐานที่ใช้ในการคำนวณเพื่อหาผลลัพธ์ในแบบจำลอง

ในการดูลสมการของมวล และความร้อน จะใช้อัลกอริทึมของการหาคำตอบแบบไม่เป็นเชิงเส้น (non-linear solution algorithm) โดยจะมีการสร้างเซ็ทของตัวแปรที่ไม่ทราบค่า n ตัว พร้อมทั้งสมการจำนวน n สมการ ที่ได้มาจากข้อมูลของสารที่เข้ามา หรือสารที่ออกไป โดยการดูลสมการของมวล และความร้อนจะเป็นอิสระต่อกัน สมการทางเทอร์โมไดนามิกที่เลือกใช้แบบเพ็งโรบินสัน (Peng Robinson) เนื่องจากเหมาะสมสำหรับระบบที่มีองค์ประกอบของไฮโดรคาร์บอน ซึ่งเป็นองค์ประกอบหลักของกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว มีความถูกต้องสูงในช่วงการดำเนินการที่สนใจ

สมการดุลมวลสาร

$$\begin{aligned} [\text{มวลสารที่สะสมภายในยูนิต}] &= [\text{มวลสารที่ไหลเข้ายูนิต}] - [\text{มวลสารที่ไหลออกจากยูนิต}] \\ &+ [\text{มวลสารที่เกิดขึ้นภายในยูนิต}] - [\text{มวลสารที่ใช้ไปภายในยูนิต}] \end{aligned} \quad (2.2.1)$$

สมการดุลพลังงาน

$$\begin{aligned} [\text{พลังงานที่สะสมภายในยูนิต}] &= [\text{พลังงานที่ไหลเข้ายูนิต}] - [\text{พลังงานที่ไหลออกจากยูนิต}] \\ &+ [\text{พลังงานที่เกิดขึ้นภายในยูนิต}] - [\text{พลังงานที่ใช้ไปภายในยูนิต}] \end{aligned} \quad (2.2.2)$$

สมการทางเทอร์โมไดนามิค

สมการสถานะแบบเพ็งโรบินสัน (Peng Robinson)

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V(V+b)+b(V-b)} \quad (2.2.3)$$

$$b = \sum_{i=1}^N x_i b_i \quad (2.2.3-1)$$

$$b_i = 0.077796 \frac{RT_{ci}}{P_{ci}} \quad (2.2.3-2)$$

$$a = \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N x_i x_j (a_i a_j)^{0.5} (1 - K_{ij}) \quad (2.2.3-3)$$

$$a_i = a_{ci} \alpha_i \quad (2.2.3-4)$$

$$a_{ci} = 0.457235 \frac{(RT_{ci})^2}{P_{ci}} \quad (2.2.3-5)$$

$$\alpha_i^{0.5} = 1 + m_i (1 - T_{ri}^{0.5}) \quad (2.2.3-6)$$

$$m_i = 0.37646 + 1.5422\omega_i - 0.2699\omega_i^2 \quad (2.2.3-7)$$

$$\omega_i = -\log P_{ri} - 1 \quad (2.2.3-8)$$

P = ความดัน (psia)

R = ค่าคงที่ของก๊าซ = 10.73 (psia)(ft³)/(lb-mol)(°R)

T = อุณหภูมิ (°R)

V = ปริมาตร (ft³)

x = อัตราส่วนโดยโมล

T_c = Critical Temperature (°R)

P_c = Critical Pressure ($^{\circ}R$)

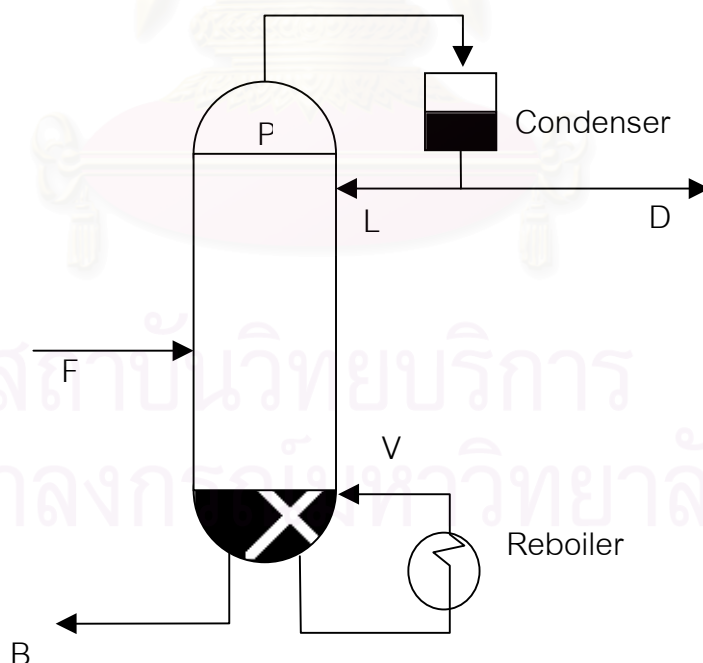
T_r = Reduced Temperature = $\frac{T_i}{T_{ci}}$

P_r = Reduced Pressure = $\frac{P_i}{P_{ci}}$

ω = Acentric Factor

ความรู้เกี่ยวกับหอกลิ้น

หอกลิ้นเป็นยูนิตที่ใช้แยกสารผสมที่มีส่วนผสมมากกว่าสองชนิด ซึ่งจะ
เป็นยูนิตหลักที่สนใจในการศึกษาเรื่องนี้ เพื่อให้ผลิตภัณฑ์ที่ควบคุมมีความบริสุทธิ์สูงขึ้น โดย
อาศัยคุณสมบัติที่แตกต่างกันขององค์ประกอบแต่ละชนิด คือคุณสมบัติการระเหย (Volatility) แต่
ประสิทธิภาพในการกลั่นจะขึ้นอยู่กับค่าการระเหยสัมพัทธ์ (Relative volatility) ขององค์ประกอบ
ทั้งหมด ถ้าค่าการระเหยสัมพัทธ์มีค่าสูงก็จะทำให้สามารถกลั่นได้ง่าย



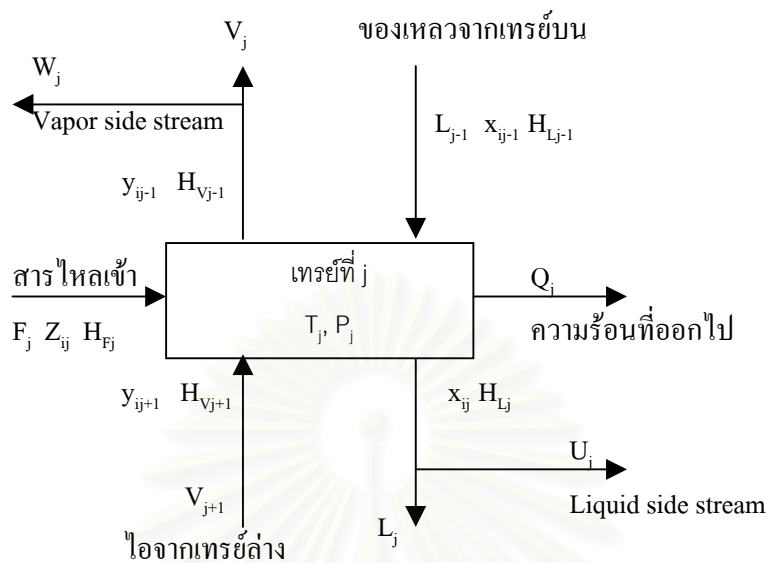
รูปที่ 2-1 แสดงโครงสร้างของหอกลิ้นอย่างง่าย

รูปที่ 2-1 แสดงโครงสร้างหอกลั่นแบบง่าย ซึ่งประกอบไปด้วยเครื่องมือที่สำคัญ ได้แก่ เครื่องควบแน่น (Condenser) และ รีบอยเลอร์ (Reboiler) เมื่อสารผสมถูกป้อนเข้าในหอกลั่น จะได้รับพลังงานความร้อนจากรีบอยเลอร์ทำให้สารผสมกลายเป็นไอ องค์ประกอบที่มีน้ำหนักโมเลกุลต่ำกว่าก็จะกลายเป็นไวก่อน แล้วลอยขึ้นไปยังส่วนยอดหอ บางส่วนจะเป็นผลิตภัณฑ์ยอดหอ (Top Product, D) ส่วนที่เหลือจะย้อนกลับเข้าหอกลั่น ส่วนองค์ประกอบที่มีน้ำหนักโมเลกุลสูงกว่า ซึ่งจะมีจุดเดือดสูง ก็จะสะสมในส่วนก้นหอ บางส่วนจะกลายเป็นผลิตภัณฑ์ก้นหอ (Bottom Product, B) ในแต่ละเทรย์จะมีของเหลวไหลลงมาจากเทรย์ด้านบน และมีไอขึ้นมาจากเทรย์ด้านล่าง เกิดการถ่ายเทมวลสาร และพลังงาน ระหว่างไอกับของเหลวที่ไหลสวนกัน องค์ประกอบที่มีน้ำหนักโมเลกุลเบาว่าจะอยู่ในส่วนยอดหอมากกว่า และสัดส่วนลดลงเมื่อเทรย์ต่ำลงไป ส่วนสารที่มีน้ำหนักโมเลกุลสูงๆ ก็จะอยู่ในส่วนก้นหอมากกว่ายอดหอ

แต่กรณีที่สารมีหลายองค์ประกอบและมีหลายเทรย์ในหอกลั่น มีการใช้สมมติฐานดังนี้

- เป็นการกลั่นแบบต่อเนื่อง
- เกิดสมดุลระหว่างเฟสในแต่ละเทรย์
- เป็นระบบที่คงที่ (Steady State)
- นับเทรย์จากคอนเดนเซอร์ถึงรีบอยเลอร์
- ของเหลวและไอจะไหลสวนทางกัน
- ไม่เกิดปฏิกิริยาเคมี

ได้แสดงสภาวะและทิศทางการไหลของของเหลวและไอในแต่ละเทรย์จะมีลักษณะดังรูป 2-2



รูปที่ 2-2 แสดงการพิจารณาการกลั่นแบบสารมีหลายองค์ประกอบและมีหลายทрейในหอกลั่น

สมการดุลมวลสำหรับองค์ประกอบ i ในทрейที่ j

$$L_{j-1}x_{ij-1} + V_{j+1}y_{ij+1} + F_j z_{ij} - (L_j + U_j)x_{ij} - (V_j + W_j)y_{ij} = 0 \quad (2.2.4)$$

สมการดุลระหว่างเฟสขององค์ประกอบ i ในทрейที่ j

$$y_{ij} - K_{ij}x_{ij} = 0 \quad (2.2.5)$$

ผลรวมของ Mole fraction ในทрейที่ j

$$\sum_{i=1}^c x_{ij+1} - 1.0 = 0 \quad \text{or} \quad (2.2.6)$$

$$\sum_{i=1}^c y_{ij+1} - 1.0 = 0 \quad (2.2.7)$$

สมการดุลพลังงานในทฤษฎีที่ j

$$L_{j-1}H_{Lj-1} + V_{j+1}H_{Vj+1} + F_jH_{Fj} - (L_j + U_j)H_{Lj} - (V_j + W_j)H_{Vj} - Q_j = 0 \quad (2.2.8)$$

โดยที่ H_L , H_V และ H_F เป็นเอนทาลปีของสารผสม

สมการดุลมวลรวมจะได้ว่า

$$L_j = V_{j+1} + \sum_{m=1}^j (F_m - W_m - U_m) - V_1 \quad ; \quad j = 1, 2, 3, \dots, N \quad (2.2.9)$$

การคำนวณเอนทาลปีและเอนโทรปี

หลักการทางเทอร์โมไดนามิคสามารถแสดงค่าของเอนทาลปี และ เอนโทรปี ดังสมการต่อไปนี้

$$\frac{H - H^{ID}}{RT} = Z - 1 + \frac{1}{RT} \int_{\infty}^v \left[T \left(\frac{\partial P}{\partial T} \right)_v - P \right] dv \quad (2.2.10)$$

$$\frac{S - S^{ID}}{R} = \ln Z - \ln \frac{P}{P^0} + \int_{\infty}^v \left[\frac{1}{R} \left(\frac{\partial P}{\partial T} \right)_v - \frac{1}{V} \right] dv \quad (2.2.11)$$

จากหลักการทางเทอร์โมไดนามิคข้างต้น สามารถคำนวณค่าของเอนทาลปี และ เอนโทรปี สำหรับกรณีการเลือกสมการทางเทอร์โมไดนามิคแบบเพ็งโรบินสัน ในรูปแบบดังนี้ คือ

เอนทาลปี (Enthalpy)

$$\frac{H - H^{ID}}{RT} = Z - 1 - \frac{1}{2^{1.5} bRT} \left[a - T \frac{da}{dt} \right] \ln \left(\frac{V + (2^{0.5} + 1)b}{V + (2^{0.5} - 1)b} \right) \quad (2.2.12)$$

เอนโทรปี (Entropy)

$$\frac{S - S_0^{ID}}{R} = \ln(Z - B) - \ln \frac{P}{P^0} + \frac{A}{2^{1.5} B} \left[\frac{T}{a} \frac{da}{dt} \right] \ln \left(\frac{Z + (2^{0.5} + 1)B}{Z - (2^{0.5} - 1)B} \right) \quad (2.2.13)$$

$$A = \frac{aP}{(RT)^2} \quad (2.2.13-1)$$

$$B = \frac{bP}{RT} \quad (2.2.13-2)$$

$$a = \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N x_i x_j (a_i a_j)^{0.5} (1 - k_{ij}) \quad (2.2.13-3)$$

$$b = \sum_{i=1}^N x_i b_i \quad (2.2.13-4)$$

$$a_i = a_{ci} \alpha_i \quad (2.2.13-5)$$

$$b_i = 0.077796 \frac{RT_{ci}}{P_{ci}} \quad (2.2.13-6)$$

$$a_{ci} = 0.457235 \frac{(RT_{ci})^2}{P_{ci}} \quad (2.2.13-7)$$

$$\sqrt{\alpha_i} = 1 + m_i (1 - T_{ri}^{0.5}) \quad (2.2.13-8)$$

$$m_i = 0.37646 + 1.5422\omega_i - 0.2699\omega_i^2 \quad (2.2.13-9)$$

R = ค่าคงที่ของก๊าซ (Ideal Gas constant) = 10.73 (psia)(ft³)/(lb-mol)(°R)

H = เอนทัลปี (Enthalpy) (Btu/lb)

S = เอนโทรปี (Entropy) (Btu/°R)

ID = ที่สภาวะของ Ideal Gas

0 = ที่สภาวะที่สนใจเป็น Reference state

Fugacity Coefficient ของ เฟืองโรบินสัน

$$\ln \phi_i = -\ln \left(Z - \frac{Pb}{RT} \right) + (Z-1) \frac{b_i}{b} - \frac{a}{2^{1.5} bRT} \left[\frac{1}{a} \left(2a_i^{0.5} \sum_{j=1}^n x_j a_j^{0.5} (1-k_{ij}) \right) - \frac{b_i}{b} \right] \ln \left[\frac{V + (2^{0.5} + 1)b}{V - (2^{0.5} - 1)b} \right] \quad (2.2.14)$$

คุณสมบัติทางด้านกายภาพและการเคลื่อนที่ของสาร

จากแบบจำลองกระบวนการไอซิส สามารถหาคุณสมบัติทางกายภาพของสารในระบบได้ จากหลักการเหล่านี้

ความหนาแน่นของของเหลว (Liquid Density)

สำหรับปริมาตรของเหลวที่อิ่มตัวจะใช้สมการสถานะที่พัฒนาโดย R.W. Hankinson and G.H. Thomson ซึ่งอธิบายลักษณะของของเหลวโดยดูจากองค์ประกอบที่เป็น สารบริสุทธิ์แต่ละชนิด ซึ่งพัฒนาเป็น API standard

ในกรณีที่คำนวณความหนาแน่นของของเหลวจะใช้ compressibility factor ของ สมการสถานะ ถ้ามีการจำลององค์ประกอบขึ้นมาจะหาความหนาแน่นจาก

$$\rho_{bulk} = 1.0 / \sum x_i / \rho_{i*} \quad (2.2.15)$$

การอธิบายลักษณะของความหนาแน่นจาก bulk density ที่ได้มาจาก COSTALD equation

ความหนาแน่นของไอ (Vapor Density)

การหาความหนาแน่นของไอที่อุณหภูมิและความดันหนึ่งๆ จะคำนวณจาก compressibility ที่มาจากสมการสถานะ

ความหนืด (Viscosity)

สามารถทำการเลือกแบบจำลองที่เหมาะสมกับกรณีที่ทำการศึกษา จาก 3 กรณีที่มีในไฮซิส (HYSYS) คือ วิธีการปรับปรุงแบบ NBS (Ely and Hanley), Twu's model, Letsou-Stiel correlation. ดังนี้

ระบบ	เฟสไอ	เฟสของเหลว
Light Hydrocarbon (NBP <155 °F)	Mod Ely & Hanley	Mod Ely & Hanley
Heavy Hydrocarbon (NBP >155 °F)	Mod Ely & Hanley	Twu
Non-Ideal Chemical	Mod Ely & Hanley	Mod Letsou-Stiel

ความหนืดสำหรับเฟสของเหลวที่ไม่ผสมกัน

กรณีที่สารไฮโดรคาร์บอนไม่ผสมกับของเหลวอื่น จะคำนวณหาความหนืดโดยใช้กฎการผสม (mixing rules)

— ถ้าอัตราส่วนปริมาตร (volume fraction) ของเฟสไฮโดรคาร์บอน มากกว่าหรือ เท่ากับ 0.33

$$\mu_{eff} = \mu_{oil} e^{3.6(1-v_{oil})} \quad (2.2.16)$$

μ_{eff} = apparent viscosity

μ_{oil} = viscosity of Hydrocarbon phase

v_{oil} = volume fraction Hydrocarbon phase

— ถ้าอัตราส่วนปริมาตร (volume fraction) ของไฮโดรคาร์บอนเฟส ต่ำกว่า 0.33

$$\mu_{eff} = 1 + 2.5v_{oil} \left(\frac{\mu_{oil} + 0.4\mu_{H2O}}{\mu_{oil} + \mu_{H2O}} \right) \mu_{H2O} \quad (2.2.17)$$

μ_{eff} = apparent viscosity

μ_{oil} = viscosity of Hydrocarbon phase

μ_{H2O} = viscosity of Aqueous phase

v_{oil} = volume fraction Hydrocarbon phase

สำหรับเฟสที่จำลองขึ้นจะทำการคำนวณดังนี้

$$MW_{eff} = \sum x_i MW_i \quad (2.2.19)$$

$$\rho_{eff} = \frac{1}{\sum (x_i / \rho_i)} \quad (2.2.20)$$

$$c_{p,eff} = \sum x_i c_{p,i} \quad (2.2.21)$$

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ความนำความร้อน (Thermal Conductivity)

สำหรับระบบไฮโดรคาร์บอน จะใช้หลักการของ Ely and Hanley โดยจะต้องการ ข้อมูลของน้ำหนักโมเลกุล, acentric factor และ ความจุความร้อนจำเพาะของสารบริสุทธิ์ที่ผสม อยู่แต่ละตัว

แรงตึงผิว (Surface Tension)

สำหรับระบบไฮโดรคาร์บอนจะคำนวณจาก Brock, Bird equation โดยแรงตึงผิวจะขึ้นอยู่กับคุณสมบัติ reduced and critical ขององค์ประกอบ ดังนี้

$$\sigma = P_C^{2/3} T_C^{1/3} Q (1 - T_R)^a b \quad (2.2.22)$$

σ = surface tension (dynes/cm²)

$$Q = 0.1207 [1.0 + T_{BR} \ln P_C / (1.0 - T_{BR})] - 0.281 \quad (2.2.22-1)$$

a = พารามิเตอร์ ที่ขึ้นอยู่กับระบบ

$$b = c_0 + c_1 \omega + c_2 \omega^2 + c_3 \omega^3 \quad (2.2.22-2)$$

การคำนวณอัตราเร็วของการไหล

อัตราการไหลโดยโมล (Molar Flow rate)

อัตราการไหลของโมลทั้งหมด = อัตราการไหลของ stream

อัตราการไหลโดยมวล (Mass Flow)

อัตราการไหลโดยมวล = อัตราการไหลของโมลทั้งหมด x น้ำหนักโมเลกุลของ stream

(2.2.23)

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

2.3 วิธีการหาสภาวะที่เหมาะสม

การหาสภาวะที่เหมาะสมสามารถหาได้โดยการใช้เทคนิคการออปติไมซ์ สำหรับชุดเงื่อนไขแบบกระบวนการไฮซิส เมื่อระบบมีคอนสเตรนที่เป็นสมการ สามารถเลือกใช้เทคนิคการออปติไมซ์แบบ Box , แบบ Mixed หรือ แบบ SQP

กรณีการศึกษานี้ เลือกการหาเงื่อนไขของสภาวะที่เหมาะสมด้วยวิธีของ SQP (Sequential Quadratic Programming) เพราะเป็นเทคนิคการออปติไมซ์ที่มีประสิทธิภาพ หาคำตอบได้รวดเร็วกว่าแบบ Box และ คอนสเตรนที่สามารถเป็นสมการเชิงเส้น หรือ ไม่เป็นเชิงเส้น และ คอนสเตรนที่สามารถอยู่ในรูปสมการได้ ในขณะที่แบบ Box และ แบบ Mix ไม่สามารถใช้กับคอนสเตรนที่เป็นสมการได้

การออปติไมซ์แบบควอดเรติกต่อเนื่อง SQP (Successive Quadratic Programming) เป็นอัลกอริทึมที่มีอยู่ในโปรแกรมไฮซิส (HYSYS) เพื่อหาสภาวะการทำงานที่เหมาะสมกับกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว จุดประสงค์เพื่อเพิ่มปริมาณผลิตภัณฑ์ในกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลวสูงสุด โดยที่ค่า RVP ของก๊าซธรรมชาติเหลวอยู่ในขอบเขตที่ต้องการ

วิธีการ Optimization

ประกอบด้วยตัวออปติไมเซอร์ (Optimizer) ที่จะทำการหาเซตของค่าที่ต้องการ (primary variables) ที่มีค่าต่ำสุดหรือสูงสุด ขึ้นอยู่กับการกำหนดค่าออบเจกทีฟฟังก์ชัน (Objective Function) และผลจากค่าของกระบวนการ (process variables)

$$\min f(x_1, x_2, x_3, \dots, x_n) \quad (2.3.1)$$

ค่า $x_1, x_2, x_3, \dots, x_n$ คือ ค่าของตัวแปรปรับในกระบวนการ (process variables)

ค่าที่ต้องการ (primary variable (x^0)) แต่ละค่า จะคำนวณภายในช่วงที่กำหนด

$$x_{i \text{ LowerBound}}^0 < x_i^0 < x_{i \text{ UpperBound}}^0, \quad i = 1, \dots, j \quad (2.3.2)$$

ภายใต้สมการและอสมการของเงื่อนไขต่างๆ (constraints) ในกระบวนการ

$$c_i(y_1, y_2, y_3, \dots, y_n) = 0 \quad , i = 1, \dots, m_1 \quad (2.3.3)$$

$$c_i(y_1, y_2, y_3, \dots, y_n) \leq 0 \quad , i = m_1 + 1, \dots, m_2 \quad (2.3.4)$$

$$c_i(y_1, y_2, y_3, \dots, y_n) \geq 0 \quad , i = m_2 + 1, \dots, m \quad (2.3.5)$$

เมื่อฟังก์ชัน f คือออปเจกทีฟฟังก์ชัน (Objective function) ตัวแปร n คือ จำนวนทั้งหมดของค่าที่ต้องการ (primary variables) และ m คือ จำนวนทั้งหมดของเงื่อนไข (constraints).

ค่าที่ต้องการ (primary variables) จะมีค่าในช่วงกำหนดต่ำสุด (lower bound) ถึงค่าสูงสุด (upper bound) ดังนั้นค่าทั้งสองจะต้องเป็นค่าที่เชื่อถือได้ และจะต้องกำหนดค่าเริ่มต้นที่เหมาะสมและเป็นไปได้

ออปเจกทีฟฟังก์ชัน (Objective Function) คือ สมการทางคณิตศาสตร์ที่จะเป็นตัวกำหนดสิ่งที่ต้องการ การกำหนดรูปแบบของฟังก์ชันจะมีความสำคัญในการหาสถานะที่เหมาะสม สำหรับในงานวิจัยนี้จะกำหนดออปเจกทีฟฟังก์ชัน (Objective Function) เป็นปริมาณของก๊าซธรรมชาติเหลวที่เป็นผลิตภัณฑ์ของระบบที่จะส่งไปยังถังเก็บ และศึกษาผลกระทบทางด้านเศรษฐศาสตร์

ออปเจกทีฟฟังก์ชันของกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว

เมื่อกำหนดคุณสมบัติของสารดังรูปที่ 2-3 สามารถเขียนออปเจกทีฟฟังก์ชันสำหรับระบบที่ทำการศึกษาได้ดังนี้

$$f(x_A, x_B, x_C) = \rho_4 x_A (V_1 - V_2 - V_3) + \rho_5 (1 - x_A) (V_1 - V_2 - V_3) - \rho_7 V_7 \quad (2.3.6)$$

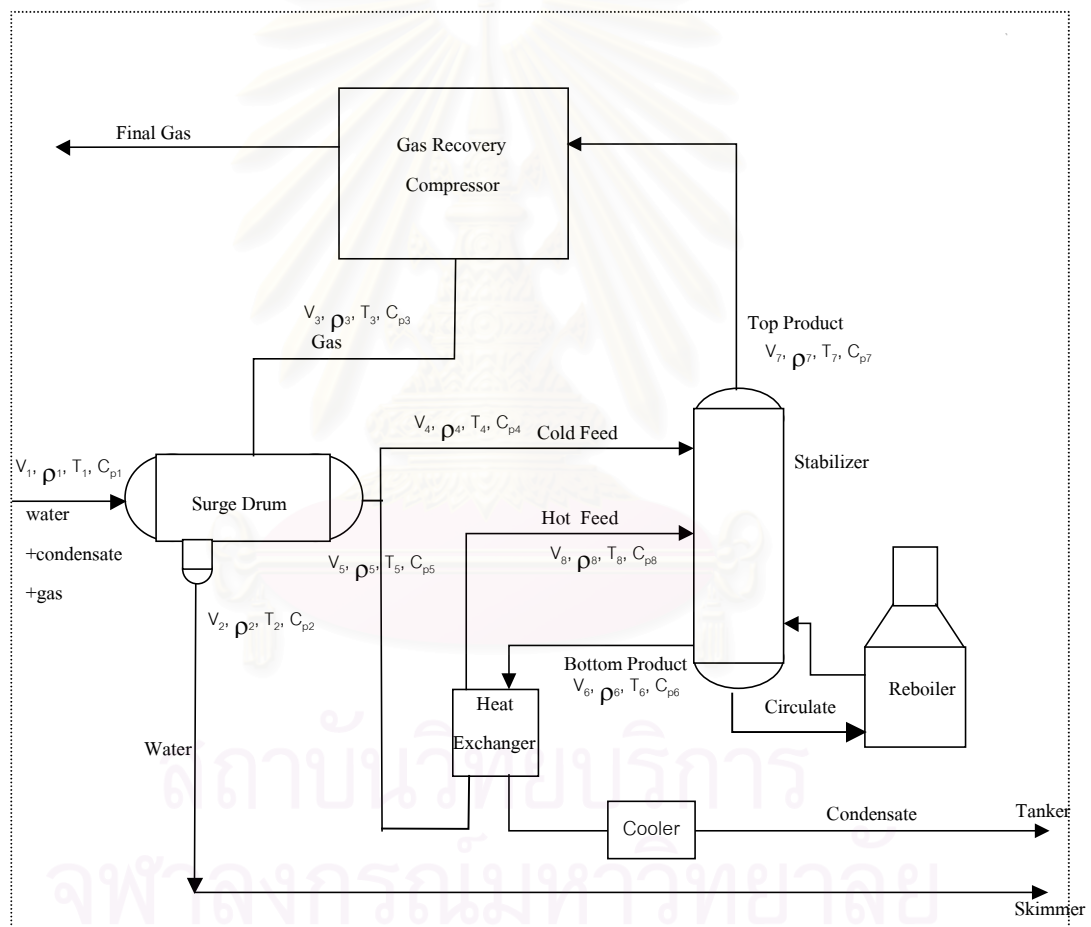
$$\rho_7 V_7 = \frac{1}{C_{p7} (T_7 - T_0)} (\rho_8 V_8 C_{p8} (x_B - T_0) + \rho_4 V_4 C_{p4} (T_4 - T_0) - \rho_6 V_6 C_{p6} (T_6 - T_0) + x_C)$$

(2.3.7)

$$\text{เมื่อ } \rho_2 V_2 = x_{H_2O} \rho_1 V_1 \quad \text{และ} \quad \rho_3 V_3 = y (\rho_1 V_1 - \rho_2 V_2) \quad (2.3.7-1)$$

เมื่อ

- ตัวแปรปรับ x_A คือ อัตราส่วนของสายเย็น
- ตัวแปรปรับ x_B คือ อุณหภูมิของสายร้อนที่เข้าสู่หอกลั่น ($^{\circ}\text{F}$)
- ตัวแปรปรับ x_C คือ ปริมาณความร้อนที่หม้อต้มให้กับระบบ (Btu/hr)



รูปที่ 2-3 แสดงคุณสมบัติของสารแต่ละสาย ในสมการแสดงออปเจกทีฟฟังก์ชันของระบบ

V_i คือ อัตราการไหลเชิงปริมาตรของสาร (ft^3/hr) เมื่อ i คือ สารที่กำหนดดังรูปที่ 2-3

ρ_i คือ ความหนาแน่นของสาร (lb/ft^3) เมื่อ i คือ สารที่กำหนดดังรูปที่ 2-3

C_{pi} คือ ความจุความร้อนของสาร ($\text{Btu}/\text{lb}\cdot^\circ\text{F}$) เมื่อ i คือ สารที่กำหนดดังรูปที่ 2-3

T_i คือ อุณหภูมิของสาร ($^\circ\text{F}$) เมื่อ i คือ สารที่กำหนดดังรูปที่ 2-3

T_0 คือ อุณหภูมิที่ 0 ($^\circ\text{F}$)

สำหรับสมการของคอนสเตรนท์ของระบบที่ศึกษาสามารถเขียนได้ดังนี้

1. Reid Vapor Pressure ของผลิตภัณฑ์ < 12 psia

เป็นการหาค่า vapor pressure ของสารที่อุณหภูมิ 100 $^\circ\text{F}$ จะได้ว่า

$$12 > P_6 \left(\frac{100 + 460}{T_6 + 460} \right) \quad (2.3.8)$$

เมื่อ P_6 คือ vapor pressure ของสารที่อุณหภูมิ T_6 (psia)

T_6 คือ อุณหภูมิของสาร ($^\circ\text{F}$)

2. พลังงานของปั๊ม < 1×10^5 Btu/hr

$$1 \times 10^5 > \frac{(P_{out} - P_{in}) \times V_{pump} \times 100}{\rho_{pump} \times \eta_{pump} (\%)} \quad (2.3.9)$$

P_{out} คือ ความดันขาออกของสาร (lb_f/ft^2)

P_{in} คือ ความดันขาเข้าของสาร (lb_f/ft^2)

V_{pump} คือ ปริมาณสารที่ไหลผ่านปั๊ม (lb_m/hr)

ρ_{pump} คือ ความหนาแน่นของสารที่ไหลผ่านปั๊ม (lb_m/ft^3)

η_{pump} คือ ประสิทธิภาพของปั๊ม (%)

3. พลังงานของคูลเลอร์ $< 18.4 \times 10^6$ Btu/hr

$$18.4 \times 10^6 > \rho V C_p (T_{in} - T_{out}) \quad (2.3.10)$$

ρ คือ ความหนาแน่นของสารที่ไหลผ่านคูลเลอร์ (lb/ft³)

V คือ ปริมาณของสารที่ไหลผ่านคูลเลอร์ (ft³/hr)

C_p คือ ความจุความร้อนของสารที่ไหลผ่านคูลเลอร์ (Btu/lb-°F)

T_{in} คือ อุณหภูมิของสารที่ไหลเข้าคูลเลอร์ (°F)

T_{out} คือ อุณหภูมิของสารที่ไหลออกจากคูลเลอร์ (°F)

4. พลังงานของคอนเพลสเซอร์ $< 2.8 \times 10^6$ Btu/hr

$$2.8 \times 10^6 > \rho_8 V_8 C_{p8} (T_8 - T_0) - \rho_7 V_7 C_{p7} (T_7 - T_0) \quad (2.3.11)$$

ρ_7, ρ_8 คือ ความหนาแน่นของก๊าซที่ไหลเข้าและออกคอมเพลสเซอร์ตามลำดับ (lb/ft³)

V_7, V_8 คือ ปริมาณของก๊าซที่ไหลเข้าและออกคอมเพลสเซอร์ตามลำดับ (ft³/hr)

C_{p7}, C_{p8} คือ ความจุความร้อนของก๊าซที่ไหลเข้าและออกคอมเพลสเซอร์ตามลำดับ (Btu/lb-°F)

T_7, T_8 คือ อุณหภูมิของก๊าซที่ไหลเข้าและออกคอมเพลสเซอร์ตามลำดับ (°F)

5. พลังงานของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน $< 15.3 \times 10^6$ Btu/hr

$$15.3 \times 10^6 > UA(T_6 - T_{out}) \quad (2.3.12)$$

UA คือ ความสามารถในการแลกเปลี่ยนความร้อนของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Btu/°F-hr) สามารถหาได้จากการจำลองกระบวนการผลิตจริง

T_6 คือ อุณหภูมิขาเข้าทางด้าน Tube ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (°F)

T_{out} คือ อุณหภูมิขาออกทางด้าน Tube ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (°F)

อัลกอริทึมของการออปติไมซ์ (Optimization Algorithm)

อัลกอริทึมของการออปติไมซ์แบบควอดเรติกต่อเนื่อง จะทำการประมาณค่าของออปเจกทีฟฟังก์ชัน (Objective Function) อยู่ในรูปควอดเรติกฟังก์ชัน (quadratic function) ของตัวแปรที่อยู่ใกล้กับค่าเริ่มต้น ส่วนค่าเงื่อนไข (constraints) จะกำหนดในรูปสมการเชิงเส้นของตัวแปรที่อยู่ใกล้ค่าเริ่มต้น ทำให้สามารถคำนวณได้เหมือนกับ โปรแกรมควอดเรติก (quadratic programming)

ข้อดีของวิธีการออปติไมซ์แบบควอดเรติกต่อเนื่อง

1. สามารถออปติไมซ์ระบบที่มีฟังก์ชันในการคำนวณอย่างมีประสิทธิภาพ
2. สามารถใช้กับคอนสเตรนทีที่เป็นสมการและอสมการได้

ขั้นตอนของอัลกอริทึม SQP

1. กำหนดค่าเริ่มต้นให้กับตัวแปรปรับ
2. คำนวณหาค่าของออปเจคทีฟฟังก์ชัน
3. ตรวจสอบค่าออปเจคทีฟฟังก์ชันว่าเป็นค่าสูงสุดหรือไม่ และตรวจสอบว่าเงื่อนไขของคอนสเตรนทเป็นไปตามที่กำหนดหรือไม่ ถ้าใช่หยุดการทำงาน ถ้าไม่ใช่ให้ทำข้อที่ 4
4. คำนวณหา step size หรือจุดที่จะทำการคำนวณต่อไป
5. คำนวณค่าตัวแปรที่จุดต่อไป
6. กลับไปคำนวณข้อที่ 2 อีกครั้ง

จากขั้นตอนของอัลกอริทึม SQP ข้างต้น จะมีการนำวิธีการทางคณิตศาสตร์มาประยุกต์ใช้เพื่อหาคำตอบดังนี้

ขั้นตอนที่ 1 กำหนดค่าเริ่มต้น จากเงื่อนไขการทำงานปกติ

ขั้นตอนที่ 2 หาคำตอบโดยวิธี Quadratic Programming และ Lagrangian

ขั้นตอนที่ 3 ใช้เงื่อนไขของ Karush-Kuhn-Tucker condition (KTC)

ขั้นตอนที่ 4 และ 5 การคำนวณหา step size และค่าตัวแปรที่จุดต่อไป สามารถคำนวณได้จาก Penalty Function และ line search algorithm

วิธีการทางคณิตศาสตร์สำหรับ SQP (Successive Quadratic Programming)

สำหรับระบบสมการไม่เป็นเชิงเส้น สามารถหาคำตอบด้วยวิธีแก้ปัญหาลำดับของ quadratic programming approximation ซึ่งประกอบไปด้วยสมการทางคณิตศาสตร์เหล่านี้

สำหรับระบบที่มีคอนสเตรนทชนิดที่เป็นสมการและอสมการ

$$\text{Minimize: } f(x) \quad (2.3.13)$$

$$\text{Subject to: } g(x) = b \quad \text{and} \quad l \leq x \leq u$$

สมการ Lagrangian function

$$L(x, \lambda) = f(x) + \lambda^T (g(x) - b) \quad (2.3.14)$$

สมการ Karash Kunch Tucker Condition (KTC)

$$\nabla_x L = \nabla f(x) + \sum_{i=1}^m \lambda_i \nabla g_i(x) = 0 \quad (2.3.15)$$

$$g(x) = b \quad (2.3.16)$$

สมการที่ (2.3.15), (2.3.16) จะเป็นเซตของ $(n+m)$

Assume - เดาค่าเริ่มต้นที่ $(\bar{x}, \bar{\lambda})$ เพื่อแก้สมการที่ (2.3.15), (2.3.16) ด้วยวิธีของนิวตัน แทนค่าของสมการด้วยการประมาณค่าเทรเลอร์ซีรีอันดับหนึ่งของ $(\bar{x}, \bar{\lambda})$ การ Linearization สมการ (2.3.15) บน (x, λ)

$$\nabla_x L + \nabla_x^2 L \Delta x + \nabla g^T \Delta \lambda = 0 \quad (2.3.17)$$

สมการ (2.3.16) จะเขียนได้ว่า $g + \nabla g \Delta x = 0$ (2.3.18)

สมการที่ (2.3.17), (2.3.18) สามารถหาค่าที่ $(\bar{x}, \bar{\lambda})$ และ ∇g เป็น Jacobian matrix ของ g และ $\nabla_x^2 L$ เป็น Hessian matrix ของ Lagrangian

$$\nabla_x^2 L(\bar{x}, \bar{\lambda}) = \nabla^2 f(\bar{x}) + \sum_{i=1}^m \bar{\lambda}_i \nabla^2 g_i(\bar{x}) \quad (2.3.19)$$

จัดรูปให้เป็น quadratic programming problem

$$\text{Minimize: } \nabla L^T \Delta x + \frac{1}{2} \Delta x^T \nabla_x^2 L \Delta x \quad (2.3.20)$$

$$\text{Subject to: } g + \nabla g \Delta x = 0 \quad (2.3.21)$$

$$\text{และ } l \leq \bar{x} + \Delta x \leq u$$

คูณด้วย Lagrange multipliers ของ $\Delta\lambda$ จะได้ Lagrangian สำหรับ QP คือ

$$L_1(\Delta x, \Delta\lambda) = \nabla L^T \Delta x + \frac{1}{2} \Delta x^T \nabla_x^2 L \Delta x + \Delta\lambda^T (g + \nabla g \Delta x) \quad (2.3.22)$$

การประมาณค่าโดย Hessian สร้าง QP subproblem

$QP(\bar{x}, B)$

$$\nabla L^T \Delta x + \frac{1}{2} \Delta x^T B \Delta x \quad (2.3.23)$$

$$\nabla g \Delta x - g \quad \text{และ} \quad l \leq \bar{x} + \Delta x \leq u \quad (2.3.24)$$

The SQP line search

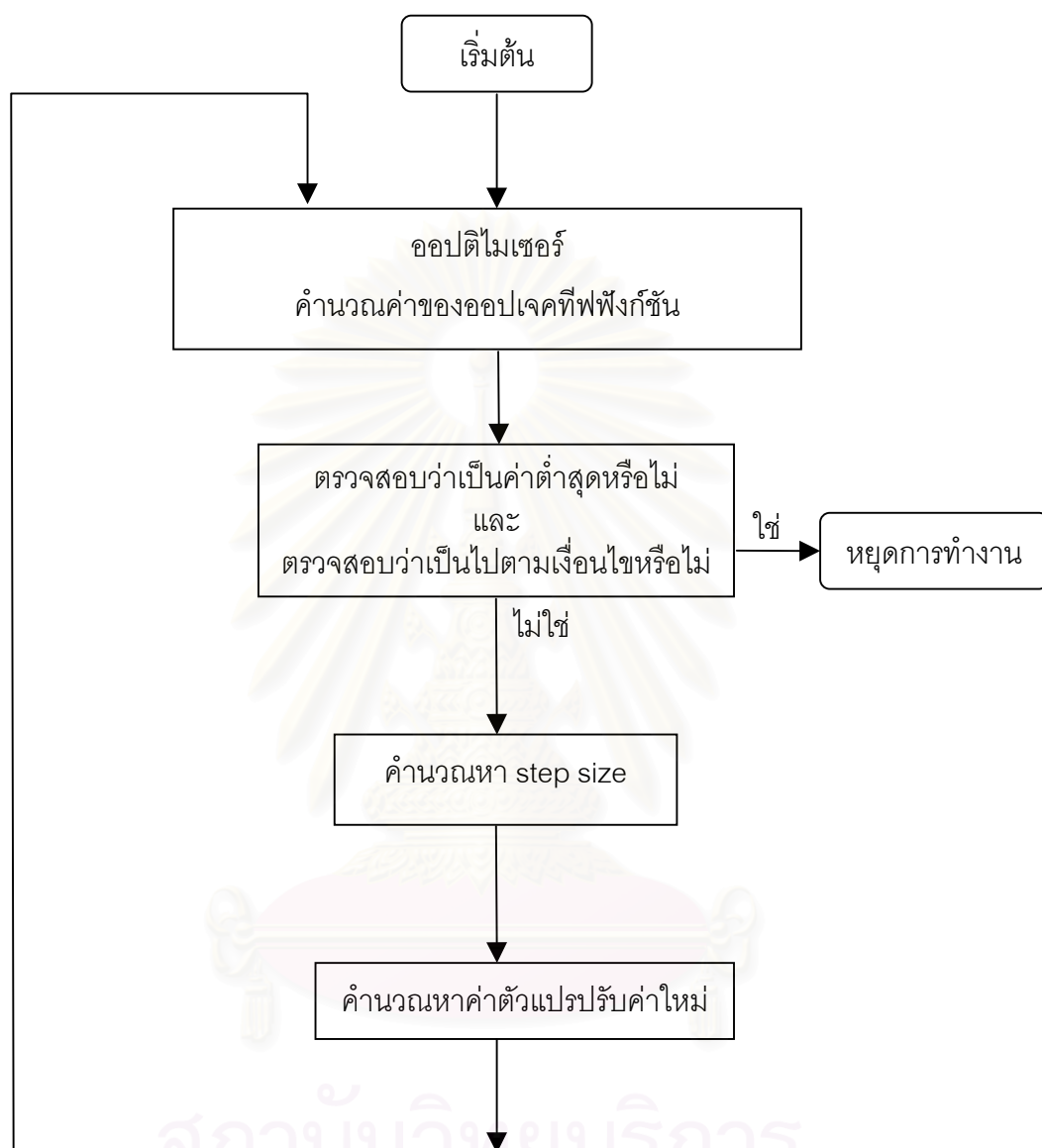
เป็นการหาค่าของ step size (α) โดยการใช้ Penalty Function

$$P(x, w) = f(x) + \sum_{i=1}^m w_i |g_i(x) - b_i| \quad (2.3.25)$$

แต่ละคอนสเตรนทีจะมีค่าของ penalty weight , w_i แตกต่างกันไป การหาค่า step size จะทำการหาค่าต่ำสุดของสมการนี้

$$r(\alpha) = P(\bar{x} + \alpha \Delta x, w) \quad (2.3.26)$$

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

รูปที่ 2-4 แสดงโครงสร้างของการออปติไมซ์แบบ SQP

บทที่ 3

กรณีศึกษา

การศึกษาแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลวของบริษัทยูโนแคล ไทยแลนด์ จำกัด ที่แท่นการผลิตกลางเอราวัณ กรณีแรกศึกษาถึงผลกระทบต่อสมบัติของผลิตภัณฑ์ และปริมาณพลังงานที่ใช้ภายในระบบ เนื่องมาจากการเปลี่ยนแปลงเงื่อนไขการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลวจากตัวแปรปรับที่มีอยู่ ทำให้มีความเข้าใจถึงผลกระทบจากการปรับตัวแปรปรับแต่ละตัวอย่างชัดเจน กรณีที่สอง มีจุดประสงค์เพื่อให้ปริมาณผลิตภัณฑ์สูงสุด และสามารถควบคุมค่า Reid Vapor Pressure ให้อยู่ภายในมาตรฐานการผลิต โดยใช้การอัดดีโมสเพื่อหาเงื่อนไขที่เหมาะสมสำหรับตัวแปรปรับที่มีอยู่ของกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว ซึ่งมีรายละเอียดการศึกษาดังแสดงต่อไปนี้

3.1 รายละเอียดกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว

กระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลวของบริษัท ยูโนแคลไทยแลนด์ จำกัด จะนำก๊าซธรรมชาติขึ้นมาจากแหล่งก๊าซธรรมชาติใต้ดิน แล้วส่งผ่านท่อมายังแท่นการผลิตกลางเพื่อทำการแยกระหว่างก๊าซธรรมชาติและก๊าซธรรมชาติเหลวในขั้นแรกที่ถังแยก (Surge Drum) เพื่อทำการแยกโดยอาศัยความหนาแน่นที่ต่างกันระหว่างก๊าซธรรมชาติ ก๊าซธรรมชาติเหลว และ น้ำซึ่งจะมีปะปนมาในปริมาณไม่มากนัก ก๊าซธรรมชาติเหลวจะถูกแบ่งออกเป็นสายร้อนและสายเย็น โดยสายร้อนจะนำไปแลกเปลี่ยนความร้อนกับผลิตภัณฑ์ที่ได้จากหอกลั่น (Stabilizer) แล้วจึงส่งไปเป็นสายป้อนเข้าที่เทรย์ 14 ของหอกลั่น ส่วนสายเย็นจะเป็นสายป้อนเข้าของเทรย์ที่ 1 ของหอกลั่น ผลิตภัณฑ์ก้นหอกของหอกลั่นจะถูกส่งไปยังเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแล้วส่งไปยังเครื่องทำความเย็นก่อนที่จะส่งไปยังถังเก็บ

3.2 แบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว

แบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว ดังแสดงในรูปที่ 3-1 ประกอบด้วย

- ถังแยก (Surge Drum) 1 ถัง
- เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat Exchanger) 2 เครื่อง
- หอกลิ้น (Stabilizer) 1 หอ
- ปั๊ม (Pump) 1 เครื่อง
- หม้อต้ม (Reboiler) 1 เครื่อง
- ถัง Adia, V-101, V-102 3 ถัง
- เครื่องทำความเย็น (Cooler) 1 เครื่อง
- คอมเพรสเซอร์ (Compressor) 2 เครื่อง

ข้อมูลของยูนิิตในกระบวนการผลิตจริง

ถังแยก (Surge Drum) เป็นของบริษัท CE NATCO สามารถแยกระหว่างก๊าซและของเหลว 2 ชนิด ตามความหนาแน่นของสารขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 6 ฟุต ยาว 20 ฟุต

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน เป็นแบบ Shell and Tube ของบริษัท Applied Engineer ขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 2 ฟุต ยาว 21 ฟุต เพื่อแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างผลิตภัณฑ์กับสายร้อน

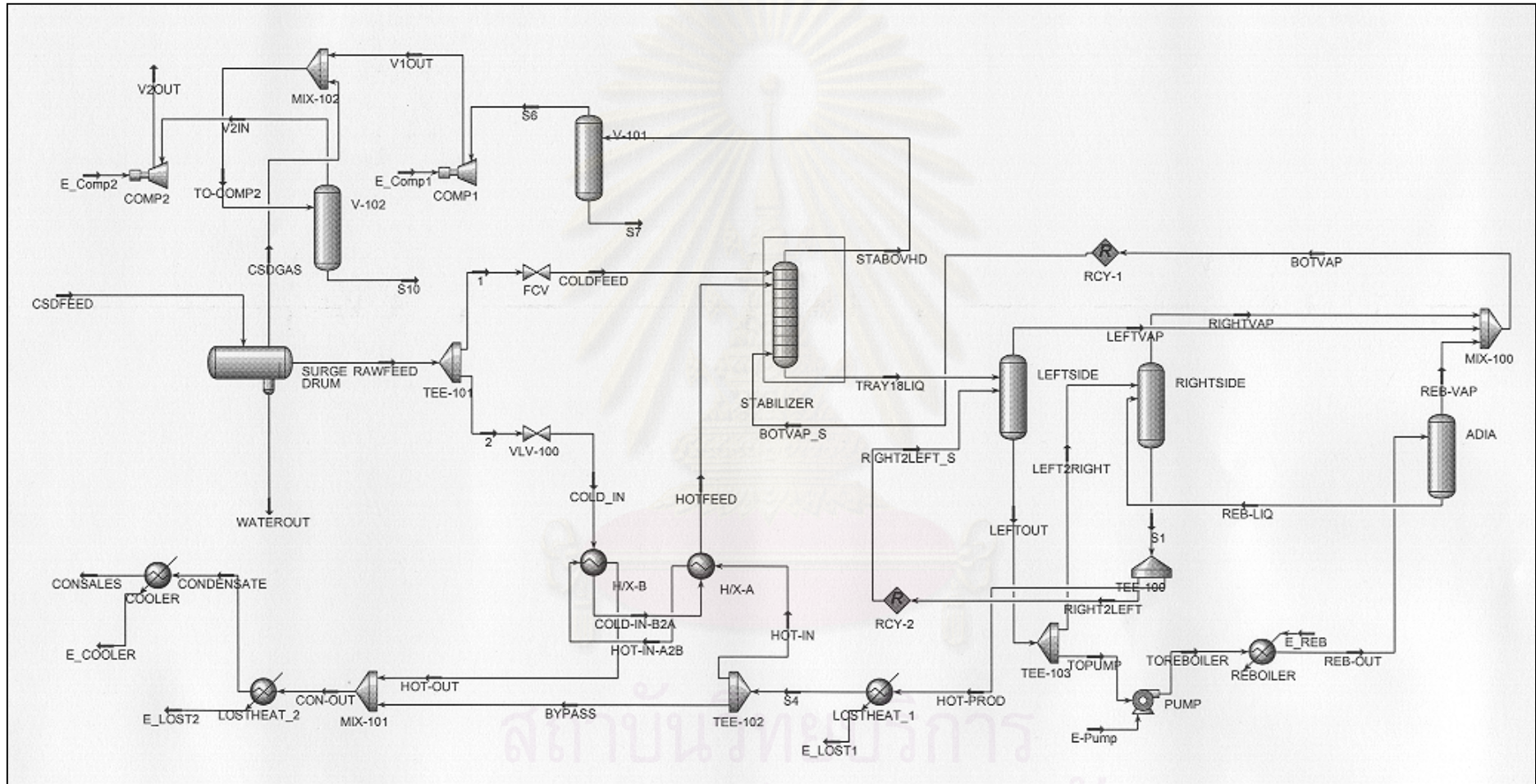
หอกลิ้น (Stabilizer) เป็นของบริษัท CE NATCO ขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 5 ฟุต สูง 44 ฟุต เพื่อเป็นการแยกระหว่างก๊าซธรรมชาติ และก๊าซธรรมชาติเหลว

หม้อต้ม (Reboiler) เป็นของบริษัท CE NATCO เพื่อให้ความร้อนกับหอกลิ้น

ปั๊ม (Pump) เป็นของ Wilson-Snyder เพื่อเพิ่มความดันให้สารป้อนกลับ

เครื่องทำความเย็น (Cooler) เพื่อลดอุณหภูมิของผลิตภัณฑ์

คอมเพรสเซอร์ (Compressor) เพื่อเพิ่มความดันให้ก๊าซที่จะส่งไปยังกระบวนการอื่น



รูปที่ 3-1 แบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลวที่แทนผลิตรถกลางเอราวัณ

ตารางที่ 3-1 องค์ประกอบของสายป้อนเข้าระบบการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว

สาร	โมลเปอร์เซ็นต์ (Mole %)
H ₂ O	0.32
CO ₂	9.22
Nitrogen	0.11
Methane	20.11
Ethane	9.54
Propane	9.38
i-Butane	3.34
n-Butane	3.69
i-Pentane	2.10
n-Pentane	1.25
n-Hexane	2.37
n-Heptane	7.89
n-Octane	10.50
n-Nonane	7.42
C10+*	12.76
Total	100.00

C10+* คือ กลุ่มของสารที่มีองค์ประกอบของคาร์บอนตั้งแต่ 10 โมเลกุลขึ้นไป

โดยมีสมมติฐาน

- น้ำหนักโมเลกุล เท่ากับ 148.12 กรัม ต่อ โมล
- จุดเดือดที่ความดันบรรยากาศ เท่ากับ 360 °F

หมายเหตุ

- ปริมาตรการวัด 1 บาร์เรล = 159 ลิตร
- สายป้อนในกรณีศึกษา คือ สายที่ป้อนเข้าถังแยก (Surge Drum)

3.3 ผลการจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว

ตารางที่ 3-2 ผลเปรียบเทียบกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว และการจำลองกระบวนการผลิต
ก๊าซธรรมชาติเหลวโดยโปรแกรมไฮซิส

	Unocal's Work	Hysys Result	Difference (%)
Surge Drum			
Temperature (°F)	79.5	79.5	0.0%
Pressure (psig)	255.0	255.0	0.0%
Gas Flow (mmscfd)	None	8.712	
Cold Feed (bbl)	2089	2079	0.5%
Hot Feed (bbl)	18769	18713	0.3%
H/X-A (Heat Exchanger)			
Feed Inlet Temperature (°F)	156.0	156.0	0.0%
Feed Inlet Pressure (psig)	179.0	179.0	0.0%
Feed Outlet Temperature (°F)	195.0	195.0	0.0%
Feed Outlet Pressure (psig)	167.0	167.0	0.0%
Product Inlet Temperature (°F)	332.0	332.0	0.0%
Product Inlet Pressure (psig)	168.0	168.0	0.0%
Product Outlet Temperature (°F)	263.0	263.0	0.0%
Product Outlet Pressure (psig)	150.0	150.0	0.0%

ตารางที่ 3-2 (ต่อ) ผลเปรียบเทียบกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว และการจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลวโดยโปรแกรมไฮซิส

	Unocal's Work	Hysys Result	Difference (%)
H/X-B (Heat Exchanger)			
Feed Inlet Temperature (°F)	77.0	77.0	0.0%
Feed Inlet Pressure (psig)	183.0	183.0	0.0%
Feed Outlet Temperature (°F)	156.0	156.0	0.0%
Feed Outlet Pressure (psig)	179.0	179.0	0.0%
Product Inlet Temperature (°F)	263.0	263.0	0.0%
Product Inlet Pressure (psig)	150.0	150.0	0.0%
Product Outlet Temperature (°F)	184.0	184.0	0.0%
Product Outlet Pressure (psig)	146.0	146.0	0.0%
Stabilizer			
Top Temperature (°F)	158.0	158.5	0.3%
Top Pressure (psig)	159.0	159.0	0.0%
Bottoms Temperature (°F)	345.0	345.3	0.1%
Bottoms Pressure (psig)	162.0	162.0	0.0%
Gas Flow (mmscfd)	6.200	6.225	0.4%
Stabilized Product (bbl/day)	17006	17000	0.0%
Reboiler			
Condensate Flow (bbl/day)	18365	17997	2.0%
Condensate Inlet Pressure (psig)	180.0	180.0	0.0%
Condensate Inlet Temperature (°F)	222.0	220.7	0.6%
Condensate Outlet Pressure (psig)	175.0	175.0	0.0%
Condensate Outlet Temperature (°F)	359.0	363.0	1.1%

ตารางที่ 3-2 (ต่อ) ผลเปรียบเทียบกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว และการจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลวโดยโปรแกรมไฮซิส

	Unocal's Work	Hysys Result	Difference (%)
Cooler			
Inlet Temperature (°F)	147.0	147.0	0.0%
Inlet Pressure (psig)	142.0	142.0	0.0%
Outlet Temperature (°F)	90.0	90.0	0.0%
Outlet Pressure (psig)	133.0	133.0	0.0%

หมายเหตุ

- สารป้อน = 24,850 บาร์เรลต่อวัน
- Unocal's Work คือ ผลของกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลวของบริษัทยูโนแคล ไทยแลนด์ ที่แท่นผลิตกลางเอราวัณ
- Hysys Result คือ ผลของการจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลวโดยโปรแกรมไฮซิส
- Difference (%) คือ เปอร์เซ็นต์ความแตกต่างระหว่าง Unocal's Work และ Hysys Result

$$\text{Difference} = (| \text{Unocal's Work} - \text{Hysys Result} | \times 100) / \text{Unocal's Work}$$
- E-Pump คือ ปริมาณพลังงานที่ปั๊มใช้ (Btu/hr)
- E_REB คือ ปริมาณพลังงานที่หม้อต้มใช้ (Btu/hr)
- E-Cooler คือ ปริมาณพลังงานที่คูลเลอร์ใช้ (Btu/hr)
- E-Comp1 คือ ปริมาณพลังงานที่คอมเพรสเซอร์ตัวที่ 1 ใช้ (Btu/hr)
- E-Comp2 คือ ปริมาณพลังงานที่คอมเพรสเซอร์ตัวที่ 2 ใช้ (Btu/hr)

3.4 ผลการศึกษาตัวแปรต่างๆ ในระบบจากแบบจำลอง

3.4.1 ตัวแปรตัวที่ 1 อัตราการไหลของก๊าซธรรมชาติเหลวเข้าสู่ระบบ (CSDFEED)

จากแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว จะมีการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลของสายป้อนเข้าในระบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว แล้วศึกษาผลกระทบต่ออัตราการไหล และ ค่า RVP ของผลิตภัณฑ์ รวมทั้งพลังงานที่ป้อนเข้าสู่ระบบ ดังแสดงในตาราง

สมมติฐานในการศึกษาการเปลี่ยนแปลงปริมาณสารป้อนของระบบ

- คุณหมุมิ และความดันของสารป้อนที่เข้าสู่ถังแยกไม่เปลี่ยนแปลง
- อัตราส่วนของสายเป็นคงที่
- ปริมาณความร้อนในการแลกเปลี่ยนของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนคงที่
- คุณหมุมิสารที่ไหลผ่านด้าน Shell Side ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนคงที่
- ความดันยอดหอและก้นหอของหอกลั่นคงที่
- ความดันขาออกของปัมคงที่
- ปริมาณความร้อนที่ได้จากหม้อต้ม Reboiler คงที่
- ผลิตภัณฑ์ที่ได้มีคุณหมุมิและความดันคงที่
- ก๊าซธรรมชาติที่ออกจากระบบมีความดันคงที่
- ปริมาณพลังงานความร้อนที่สูญเสียที่ Lostheat-1 และ Lostheat-2 เป็นไปตามตาราง ข -1 ภาคผนวก ข.

ตารางที่ 3-4 เงื่อนไขของแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว กรณีศึกษาการเปลี่ยนแปลงปริมาณของสายป้อนเข้า (CSDFEED)

กรณีที่	สารป้อน (bbl/d)	ตัวแปรปรับ		
		A	B	C
1	14000	0.10	195.0	1.91×10^7
2	15000	0.10	195.0	1.91×10^7
3	16000	0.10	195.0	1.91×10^7
4	17000	0.10	195.0	1.91×10^7
5	18000	0.10	195.0	1.91×10^7
6	19000	0.10	195.0	1.91×10^7
7	20000	0.10	195.0	1.91×10^7
8	21000	0.10	195.0	1.91×10^7
9	22000	0.10	195.0	1.91×10^7
10	23000	0.10	195.0	1.91×10^7
11	24000	0.10	195.0	1.91×10^7
12	25000	0.10	195.0	1.91×10^7

กำหนดให้ตัวแปรปรับ

A = อัตราส่วนของสายเย็นที่ไหลเข้าสู่หอกลั่น

B = อุณหภูมิของสายร้อนที่เข้าสู่หอกลั่น (°F)

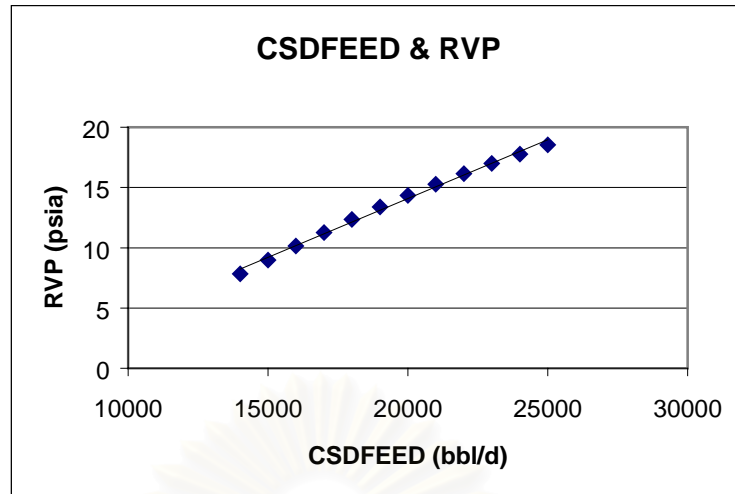
C = ปริมาณพลังงานความร้อนจากหม้อต้ม (Reboiler) (Btu/hr)

ตารางที่ 3-5 ผลของกรณีศึกษาการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลของสายป้อนเข้าที่มีต่อผลิตภัณฑ์ และพลังงานในแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว

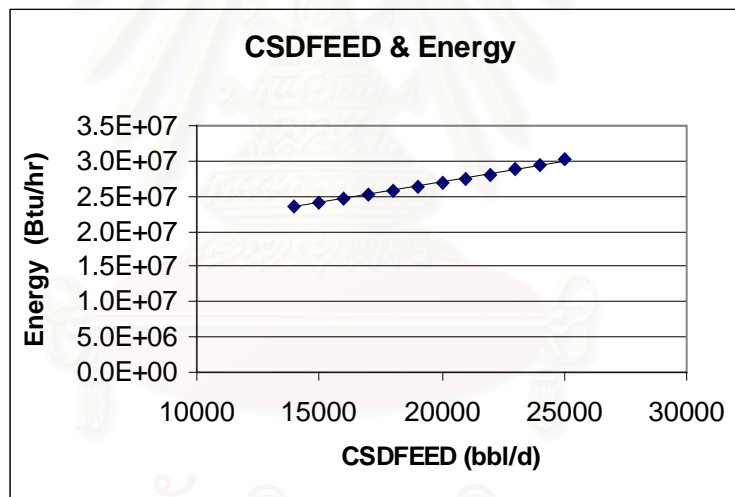
กรณีศึกษา	ผลิตภัณฑ์		พลังงานที่เข้าสู่ระบบ (Btu/hr)					
	ปริมาณ (bbl/d)	RVP (PSIA)	E-Pump ($\times 10^4$)	E_REB ($\times 10^7$)	E-Cooler ($\times 10^6$)	E-Comp1 ($\times 10^6$)	E-Comp2 ($\times 10^6$)	Total ($\times 10^7$)
1	7150	7.84	1.63	1.91	1.55	1.31	1.63	2.36
2	8278	8.98	1.61	1.91	2.08	1.26	1.64	2.41
3	9311	10.14	1.62	1.91	2.60	1.24	1.65	2.46
4	10280	11.26	1.65	1.91	3.12	1.22	1.67	2.52
5	11204	12.35	1.68	1.91	3.65	1.21	1.70	2.57
6	12096	13.38	1.73	1.91	4.19	1.20	1.73	2.63
7	12965	14.35	1.78	1.91	4.75	1.19	1.76	2.69
8	13816	15.28	1.84	1.91	5.32	1.19	1.80	2.75
9	14655	16.16	1.90	1.91	5.91	1.19	1.84	2.81
10	15484	16.99	1.96	1.91	6.51	1.20	1.88	2.87
11	16304	17.78	2.03	1.91	7.13	1.20	1.92	2.94
12	17118	18.53	2.10	1.91	7.77	1.21	1.97	3.01

จากการศึกษาแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว กรณีอัตราการไหลของสายป้อนเข้าเปลี่ยนแปลง พบว่าเมื่ออัตราการไหลของสายป้อนเพิ่มขึ้นทำให้ค่า RVP ของผลิตภัณฑ์สูงขึ้น เมื่อสายป้อนตั้งแต่ 18,000 บาร์เรลต่อวันขึ้นไป พบว่าค่า RVP จะสูงกว่า 12 psia ซึ่งสูงเกินกว่ามาตรฐานการผลิต และมีการใช้พลังงานเพิ่มขึ้นแปรผันโดยตรงกับปริมาณสายป้อน

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



รูปที่ 3-2 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการไหลของสายป้อนเข้า (CSDFEED) และ ค่า Reid Vapor Pressure ของผลิตภัณฑ์



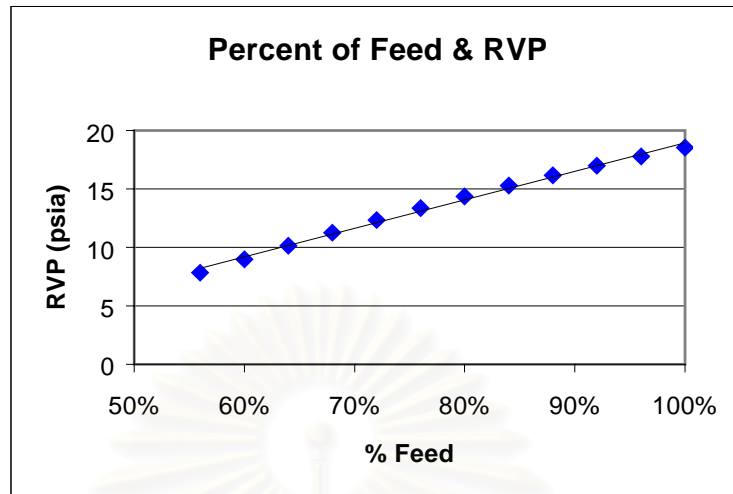
รูปที่ 3-3 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการไหลของสายป้อน (CSDFEED) และ พลังงานที่ป้อนเข้าระบบ

ตารางที่ 3-6 เปอร์เซนต์ของกรณีศึกษาการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลของสายป้อนเข้าที่มีต่อผลิตรถยนต์และพลังงานในแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว

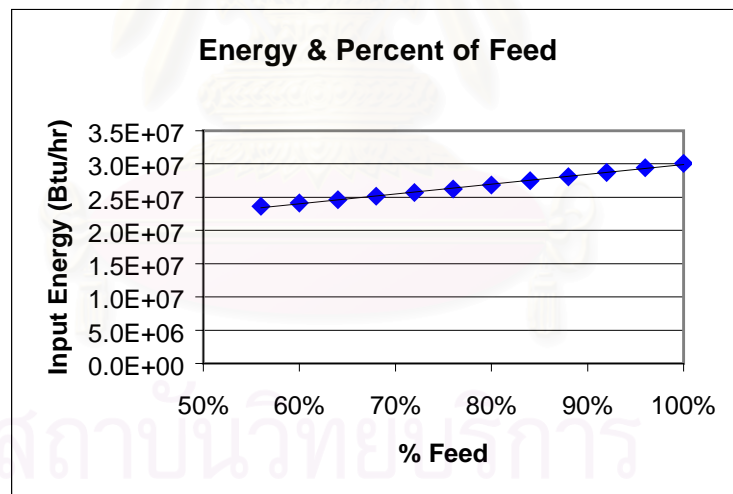
กรณีศึกษา	เปอร์เซนต์ปริมาณสารป้อน	เปอร์เซนต์ปริมาณผลิตรถยนต์	เปอร์เซนต์ RVP ของผลิตรถยนต์	เปอร์เซนต์พลังงาน
1	56%	51%	42%	78%
2	60%	55%	48%	80%
3	64%	58%	55%	82%
4	68%	60%	61%	84%
5	72%	62%	67%	85%
6	76%	64%	72%	87%
7	80%	65%	77%	89%
8	84%	66%	82%	91%
9	88%	67%	87%	93%
10	92%	67%	92%	95%
11	96%	68%	96%	98%
12	100%	68%	100%	100%

หมายเหตุ

- เปอร์เซนต์ปริมาณสารป้อนเปรียบเทียบกับกรณีศึกษาที่ 12 ปริมาณสารป้อน 25,000 บาร์เรลต่อวัน
- เปอร์เซนต์ปริมาณผลิตรถยนต์เปรียบเทียบกับปริมาณสารป้อนในแต่ละกรณีศึกษา
- เปอร์เซนต์ RVP ของผลิตรถยนต์เปรียบเทียบกับกรณีศึกษาที่ 12 ค่า RVP ของผลิตรถยนต์ 18.53 psia
- เปอร์เซนต์พลังงานเปรียบเทียบกับกรณีศึกษาที่ 12 ปริมาณพลังงานที่ใช้ทั้งหมด 30.1×10^6 Btu/hr



รูปที่ 3-4 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างเปอร์เซ็นต์ของอัตราการผลิตของสายป้อนเข้า (CSDFEED) และ ค่า Reid Vapor Pressure ของผลิตภัณฑ์



รูปที่ 3-5 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างเปอร์เซ็นต์อัตราการผลิตของสายป้อน CSDFEED และ พลังงานที่ป้อนเข้าระบบ

3.4.2 ตัวแปรตัวที่ 2 อัตราส่วนของสายเย็น

ศึกษาการเปลี่ยนแปลงของอัตราส่วนของสายเย็นในแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว ว่ามีผลกระทบอย่างไรต่อผลิตภัณฑ์ของระบบ ดังแสดงในตาราง

สมมติฐานในการศึกษาการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของสายเย็น

- สารป้อนมีปริมาณ, คุณภาพ และความดันคงที่
- คุณภาพของด้าน Shell Side ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนคงที่
- ความสามารถในการแลกเปลี่ยนความร้อนของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนคงที่
- ความดันยอดท่อและก้นท่อของหอกลั่นคงที่
- ความดันขาออกของปั๊มคงที่
- ปริมาณความร้อนจากหม้อต้มคงที่
- Heatlost-1 และ Heatlost-2 มีค่าคงที่
- คุณภาพ และความดันของผลิตภัณฑ์คงที่
- ก๊าซธรรมชาติที่ออกจากระบบมีความดันคงที่

ตารางที่ 3-8 เงื่อนไขของแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว กรณีศึกษาการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของสายเย็นเข้าสู่หอกลั่น

กรณีที่	สารป้อน (bbl/d)	ตัวแปรปรับ		
		A	B	C
1	24850	0.02	195.0	1.91×10^7
2	24850	0.04	195.0	1.91×10^7
3	24850	0.06	195.0	1.91×10^7
4	24850	0.08	195.0	1.91×10^7
5	24850	0.10	195.0	1.91×10^7
6	24850	0.12	195.0	1.91×10^7
7	24850	0.14	195.0	1.91×10^7
8	24850	0.16	195.0	1.91×10^7
9	24850	0.18	195.0	1.91×10^7
10	24850	0.20	195.0	1.91×10^7
11	24850	0.22	195.0	1.91×10^7

กำหนดให้ตัวแปรปรับ

A = อัตราส่วนของสายเย็นที่ไหลเข้าสู่หอกลั่น

B = อุณหภูมิของสายร้อนที่เข้าสู่หอกลั่น (°F)

C = ปริมาณพลังงานความร้อนจากหม้อต้ม (Reboiler) (Btu/hr)

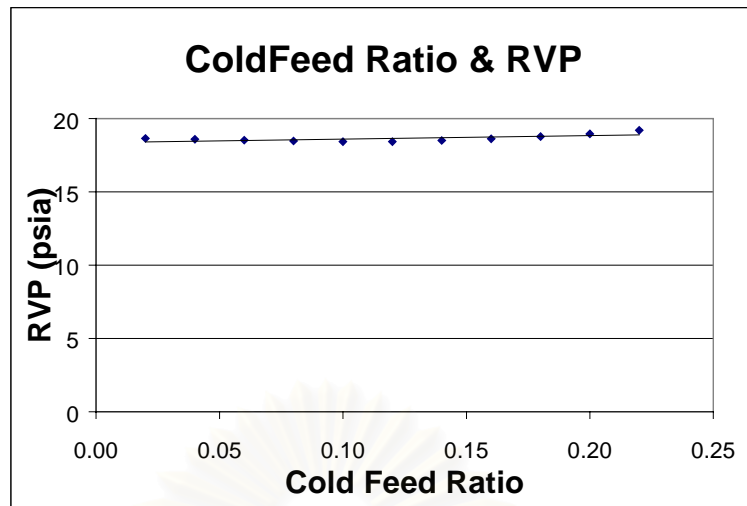
ตารางที่ 3-9 ผลของกรณีศึกษาการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของสายเย็นที่มีต่อผลิตภัณฑ์และพลังงานในแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว

กรณีที่	ผลิตภัณฑ์		พลังงานที่เข้าสู่ระบบ (Btu/hr)					
	ปริมาณ (bbl/d)	RVP (PSIA)	E-Pump ($\times 10^4$)	E_REB ($\times 10^7$)	E-Cooler ($\times 10^6$)	E-Comp1 ($\times 10^6$)	E-Comp2 ($\times 10^6$)	Total ($\times 10^7$)
1	16530	18.65	2.03	1.91	4.30	1.47	2.19	2.71
2	16619	18.59	2.04	1.91	4.48	1.41	2.14	2.72
3	16726	18.53	2.05	1.91	4.68	1.35	2.09	2.73

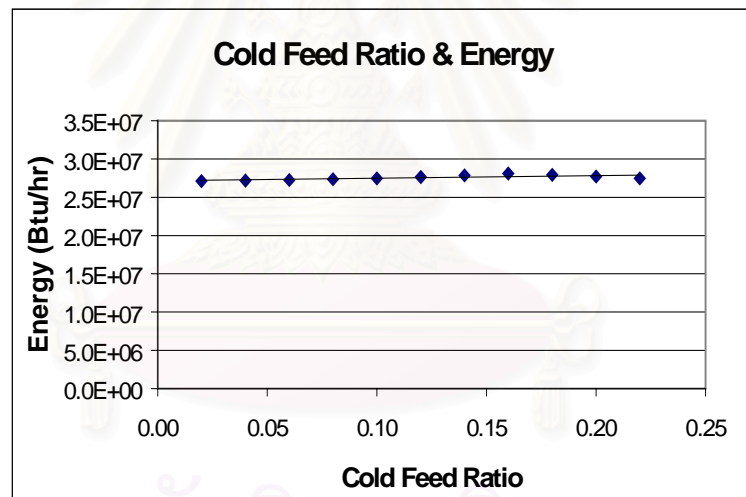
ตารางที่ 3-9 (ต่อ) ผลของกรณีศึกษาการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของสายเย็นที่มีต่อผลิตภัณฑ์ และพลังงานในแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว

กรณีศึกษา	ผลิตภัณฑ์		พลังงานที่เข้าสู่ระบบ (Btu/hr)					
	ปริมาณ (bbl/d)	RVP (PSIA)	E-Pump ($\times 10^4$)	E_REB ($\times 10^7$)	E-Cooler ($\times 10^6$)	E-Comp1 ($\times 10^6$)	E-Comp2 ($\times 10^6$)	Total ($\times 10^7$)
4	16852	18.47	2.07	1.91	4.90	1.28	2.03	2.74
5	17000	18.42	2.09	1.91	5.15	1.21	1.96	2.75
6	17138	18.43	2.11	1.91	5.43	1.15	1.91	2.76
7	17262	18.50	2.13	1.91	5.74	1.10	1.87	2.79
8	17372	18.62	2.14	1.91	6.05	1.07	1.84	2.81
9	17469	18.77	2.16	1.91	5.91	1.04	1.82	2.79
10	17557	18.96	2.18	1.91	5.74	1.01	1.80	2.77
11	17648	19.20	2.20	1.91	5.54	9.85	1.77	2.75

เมื่อศึกษาจากแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว กรณีผลกระทบของการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนของสายเย็น จะพบว่ามีผลกระทบต่อค่า RVP ของผลิตภัณฑ์และพลังงานป้อนเข้าเพียงเล็กน้อย สามารถแสดงดังรูปที่ 3-6 และ 3-8



รูปที่ 3-6 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างอัตราส่วนของสายเย็น และ Reid Vapor Pressure ของผลิตภัณฑ์



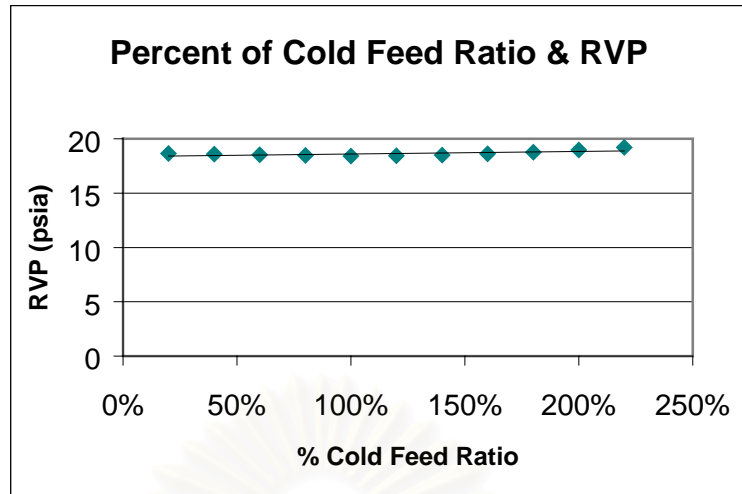
รูปที่ 3-7 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างอัตราส่วนของสายเย็น และ พลังงานป้อนเข้า

ตารางที่ 3-10 เปอร์เซนต์ของกรณีศึกษาการเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลของสายป้อนเข้าที่มีต่อ
ผลิตรภัณฑ์และพลังงานในแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว

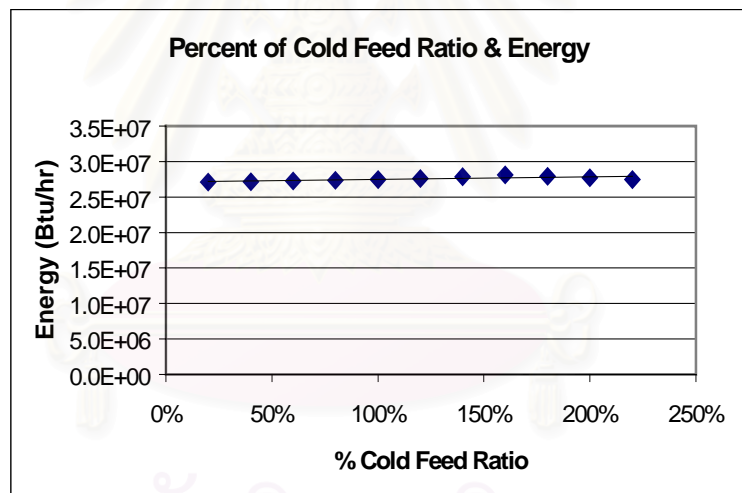
กรณีศึกษา	เปอร์เซนต์ อัตราส่วน สายเย็น	เปอร์เซนต์ ปริมาณ ผลิตรภัณฑ์	เปอร์เซนต์ RVP ของ ผลิตรภัณฑ์	เปอร์เซนต์ พลังงาน
1	20%	67%	101%	99%
2	40%	67%	101%	99%
3	60%	67%	101%	99%
4	80%	68%	100%	100%
5	100%	68%	100%	100%
6	120%	69%	100%	101%
7	140%	69%	100%	101%
8	160%	70%	101%	102%
9	180%	70%	102%	102%
10	200%	71%	103%	101%
11	220%	71%	104%	100%

หมายเหตุ

- เปอร์เซนต์อัตราส่วนสายเย็นเปรียบเทียบกับกรณีศึกษาที่ 5 อัตราส่วนสายเย็น 0.1
- เปอร์เซนต์ปริมาณผลิตรภัณฑ์เปรียบเทียบกับปริมาณสารป้อนที่ 24,850 บาร์เรลต่อวัน
- เปอร์เซนต์ RVP ของผลิตรภัณฑ์เปรียบเทียบกับกรณีศึกษาที่ 5 ค่า RVP ของผลิตรภัณฑ์ 18.42 psia
- เปอร์เซนต์พลังงานเปรียบเทียบกับกรณีศึกษาที่ 5 ปริมาณพลังงานที่ใช้ทั้งหมด 27.5×10^6 Btu/hr



รูปที่ 3-8 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างเปอร์เซ็นต์ของอัตราส่วนของสายเย็น และ Reid Vapor Pressure ของผลิตภัณฑ์



รูปที่ 3-9 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างเปอร์เซ็นต์อัตราส่วนของสายเย็น และ พลังงานป้อนเข้า

3.4.3 ตัวแปรตัวที่ 3 อัตราการให้ความร้อนของรีบอยเลอร์ (Reboiler)

ศึกษาการเปลี่ยนแปลงของอัตราการให้ความร้อนของรีบอยเลอร์ (Reboiler) จากแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว

สมมติฐานในการศึกษาการเปลี่ยนแปลงอัตราการให้พลังงานของหม้อต้ม

- สารป้อนมีปริมาณ, คุณภาพ และความดันคงที่
- คุณภาพของด้าน Shell Side ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนคงที่
- ความสามารถในการแลกเปลี่ยนความร้อนของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนคงที่
- ความดันยอดหอ และก้นหอของหอกลั่นคงที่
- ความดันขาออกของปั๊มคงที่
- Heatlost-1 และ Heatlost-2 มีค่าคงที่
- คุณภาพ และความดันของผลิตภัณฑ์คงที่
- ก๊าซธรรมชาติที่ออกจากระบบมีความดันคงที่

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตารางที่ 3-12 เงื่อนไขของแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว กรณีศึกษาการเปลี่ยนแปลงอัตราการใช้ความร้อนของรีบอยเลอร์

กรณีที่	สารป้อน (bbl/d)	ตัวแปรปรับ		
		A	B	C
1	24850	0.10	195.0	1.00×10^7
2	24850	0.10	195.0	1.25×10^7
3	24850	0.10	195.0	1.50×10^7
4	24850	0.10	195.0	1.75×10^7
5	24850	0.10	195.0	1.91×10^7
6	24850	0.10	195.0	2.00×10^7
7	24850	0.10	195.0	2.25×10^7
8	24850	0.10	195.0	2.50×10^7
9	24850	0.10	195.0	2.75×10^7
10	24850	0.10	195.0	3.00×10^7

กำหนดให้ตัวแปรปรับ

A = อัตราส่วนของสายเย็นที่ไหลเข้าสู่หอกลั่น

B = อุณหภูมิของสายร้อนที่เข้าสู่หอกลั่น (°F)

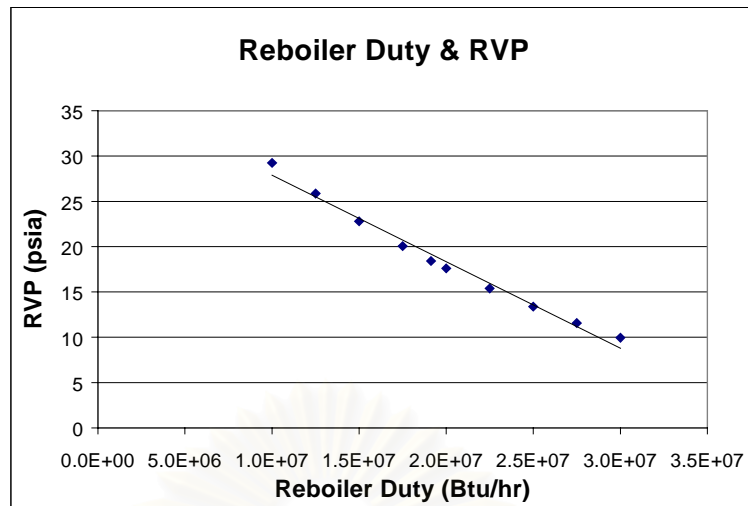
C = ปริมาณพลังงานความร้อนจากหม้อต้ม (Reboiler) (Btu/hr)

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

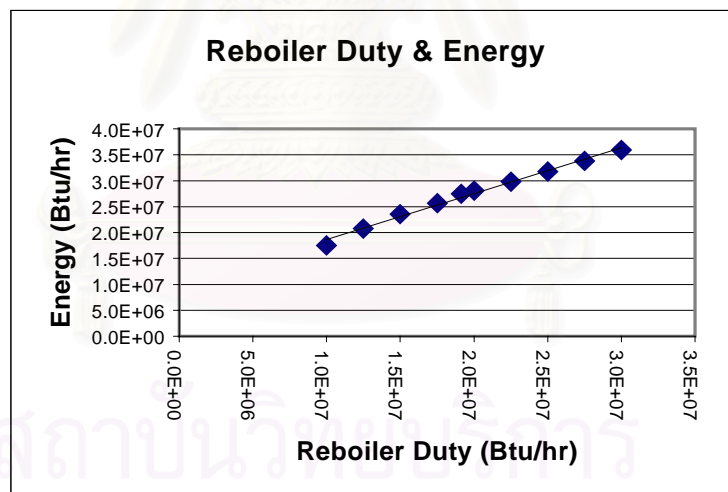
ตารางที่ 3-13 ผลของกรณีศึกษาการเปลี่ยนแปลงอัตราการให้ความร้อนของรีบอยเลอร์ ที่มีต่อ
ผลิตภัณฑ์และพลังงานในแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว

กรณีศึกษาที่	ผลิตภัณฑ์		Input Energy (Btu/hr)					
	ปริมาณ (bbl/d)	RVP (PSIA)	E-Pump ($\times 10^4$)	E_REB ($\times 10^7$)	E-Cooler ($\times 10^6$)	E-Comp1 ($\times 10^6$)	E-Comp2 ($\times 10^6$)	Total ($\times 10^7$)
1	18211	29.23	1.97	1.00	4.95	8.53	1.67	1.75
2	17921	25.85	1.99	1.25	5.53	9.33	1.74	2.07
3	17603	22.80	2.02	1.50	5.67	1.03	1.81	2.35
4	17253	20.05	2.06	1.75	5.15	1.13	1.90	2.57
5	16997	18.42	2.09	1.91	5.15	1.21	1.96	2.74
6	16847	17.60	2.11	2.00	4.77	1.26	2.00	2.80
7	16379	15.39	2.17	2.25	3.78	1.40	2.12	2.98
8	15824	13.39	2.26	2.50	2.91	1.57	2.26	3.18
9	15164	11.58	2.38	2.75	2.12	1.74	2.41	3.38
10	14359	9.96	2.54	3.00	1.37	1.94	2.58	3.59

การศึกษจากแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลวพบว่า เมื่อ
ปริมาณความร้อนจากรีบอยเลอร์เพิ่มขึ้น จะทำให้ค่า RVP ของผลิตภัณฑ์ลดลงอย่างชัดเจน แต่
พลังงานที่ใช้ก็จะเพิ่มขึ้น สามารถแสดงดังรูปที่ 3-10 และ 3-12 เนื่องมาจากการเพิ่มปริมาณ
ความร้อนของรีบอยเลอร์ จะทำให้ปริมาณของสารที่กลายเป็นไอจากหอกถันเพิ่มขึ้น ทำให้ผลิต
ภัณฑ์ที่ได้มีปริมาณองค์ประกอบของสารที่สามารถกลายเป็นไอลดลง ทำให้ค่า RVP ของผลิต
ภัณฑ์ลดลงได้



รูปที่ 3-10 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการให้ความร้อนจากรีบอยเลอร์ และ Reid Vapor Pressure ของผลิตภัณฑ์



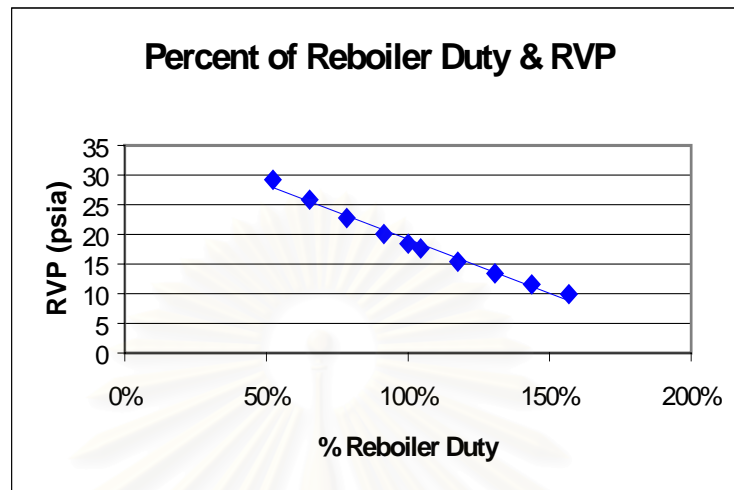
รูปที่ 3-11 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการให้ความร้อนจากรีบอยเลอร์ และ พลังงานป้อนเข้าทั้งหมด

ตารางที่ 3-14 เปอร์เซนต์ของกรณีศึกษาการเปลี่ยนแปลงอัตราการให้พลังงานที่ร้อยละต่อ
ผลิตภัณฑ์ และ พลังงานในแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว

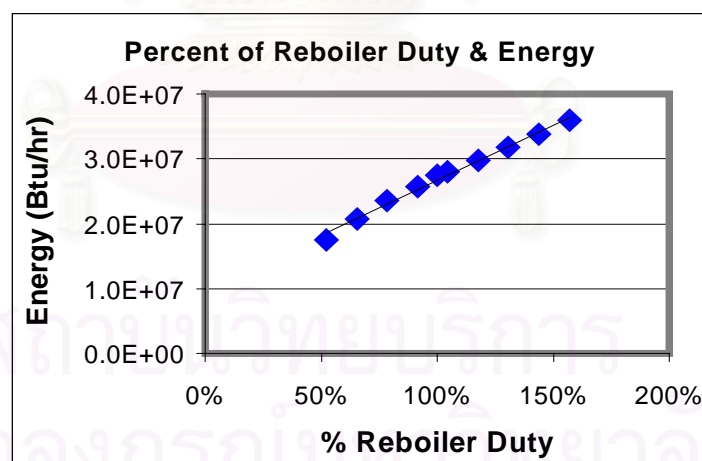
กรณีศึกษา	เปอร์เซนต์ อัตราการให้ พลังงาน	เปอร์เซนต์ ปริมาณ ผลิตภัณฑ์	เปอร์เซนต์ RVP ของ ผลิตภัณฑ์	เปอร์เซนต์ พลังงาน
1	52%	73%	159%	64%
2	65%	72%	140%	75%
3	78%	71%	124%	86%
4	91%	69%	109%	94%
5	100%	68%	100%	100%
6	105%	68%	96%	102%
7	118%	66%	84%	109%
8	131%	64%	73%	116%
9	144%	61%	63%	123%
10	157%	58%	54%	131%

หมายเหตุ

- เปอร์เซนต์อัตราการให้พลังงานเปรียบเทียบกับกรณีศึกษาที่ 5 อัตราการให้พลังงานของร้อยละ 19.1 x 10⁶ Btu/hr
- เปอร์เซนต์ปริมาณผลิตภัณฑ์เปรียบเทียบกับปริมาณสารป้อนที่ 24,850 บาร์เรลต่อวัน
- เปอร์เซนต์ RVP ของผลิตภัณฑ์เปรียบเทียบกับกรณีศึกษาที่ 5 ค่า RVP ของผลิตภัณฑ์ 18.42 psia
- เปอร์เซนต์พลังงานเปรียบเทียบกับกรณีศึกษาที่ 5 ปริมาณพลังงานที่ใช้ทั้งหมด 27.5 x 10⁶ Btu/hr



รูปที่ 3-12 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างเปอร์เซ็นต์ของอัตราความร้อนจากรีบอยเลอร์ และ Reid Vapor Pressure ของผลิตภัณฑ์



รูปที่ 3-13 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างเปอร์เซ็นต์ของอัตราความร้อนจากรีบอยเลอร์ และ พลังงานป้อนเข้าทั้งหมด

3.5 ผลการหาสภาวะที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว

การหาสภาวะที่เหมาะสมสามารถหาได้โดยการใช้เทคนิคการออปติไมซ์ สำหรับชุดเลียนแบบกระบวนการไฮซีส สามารถเลือกเทคนิคการออปติไมซ์แบบ Box , แบบ Mixed หรือแบบ SQP

กรณีการศึกษาี้ เลือกการหาเงื่อนไขของสภาวะที่เหมาะสมด้วยวิธีของ SQP (Sequential Quadratic Programming) เพราะเป็นเทคนิคการออปติไมซ์ที่มีประสิทธิภาพ หาคำตอบได้รวดเร็วกว่าแบบ Box และ คอนสเตรนท์สามารถเป็นสมการเชิงเส้น หรือ ไม่เป็นเชิงเส้น และ คอนสเตรนท์สามารถอยู่ในรูปสมการได้ ในขณะที่แบบ Box และ แบบ Mix ไม่สามารถใช้กับคอนสเตรนท์ที่เป็นสมการได้ ออปเจกทีฟฟังก์ชันคือปริมาณผลิตภัณฑ์สูงสุด โดยมีเงื่อนไขว่าค่า RVP ของผลิตภัณฑ์ต่ำกว่า 12 psia เพื่อให้เป็นไปตามมาตรฐานที่ลูกค้าต้องการ และค่าของคอนสเตรนท์เป็นไปตามข้อมูลความสามารถในการทำงานของเครื่องมือสูงสุดจากผู้ผลิตเครื่องมือ สำหรับเงื่อนไขของตัวแปรปรับเป็นไปตามค่าที่สามารถเป็นไปได้จากข้อมูลของกระบวนการจริง โดยมีรายละเอียดการกำหนดดังนี้

ตารางที่ 3-15 การกำหนดเงื่อนไขของการออปติไมซ์ แบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว

กำหนด Objective Function	ปริมาณของผลิตภัณฑ์
ตัวแปรปรับ (Variable)	1) อัตราส่วนของสายเย็น $0.02 < A < 0.5$ 2) อุณหภูมิของสายร้อน $175 < B < 230 \text{ }^{\circ}\text{F}$ 3) ปริมาณความร้อนของรีบอยเลอร์ $10 \times 10^6 < C < 23 \times 10^6 \text{ Btu/hr}$
ข้อกำหนด (Constraint)	1) Reid Vapor Pressure $< 12 \text{ psia}$ 2) Capacity of Pump $< 1 \times 10^5 \text{ Btu/hr}$ 3) Capacity of Cooler $< 18.4 \times 10^6 \text{ Btu/hr}$ 4) Capacity of Compressor $< 18.4 \times 10^6 \text{ Btu/hr}$ 5) Capacity of Heat Exchanger $< 15.3 \times 10^6 \text{ Btu/hr}$

กรณีศึกษากระบวนการทำงาน โดยกำหนดให้

A = อัตราส่วนของสายเย็น

B = อุณหภูมิของสายร้อน (°F)

C = ปริมาณความร้อนจากกรีบอยเลอร์ (Btu/hr)

กรณีศึกษาการทำงานของกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลวที่เงื่อนไขปกติ

ศึกษาเพื่อหาปริมาณการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว และค่า RVP เมื่อเงื่อนไขในกระบวนการผลิตไม่มีการเปลี่ยนแปลงจากเงื่อนไขการทำงานของกระบวนการผลิตปกติ จากแบบจำลองกระบวนการที่ทำการศึกษาปริมาณสายป้อนสามารถเป็นตัวแทนกระบวนการผลิตจริงที่มีการกำหนดปริมาณความต้องการของผลิตภัณฑ์ในแต่ละวันที่สามารถส่งไปถึงเก็บ

ตารางที่ 3-16 แบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลวที่เงื่อนไขปกติ

$$A = 0.1, B = 195 \text{ }^{\circ}\text{F}, C = 23 \times 10^6 \text{ Btu/hr}$$

สารป้อน (bbl/d)	ผลิตภัณฑ์		พลังงานที่เข้าสู่ระบบ (Btu/hr)					
	ปริมาณ (bbl/d)	RVP (PSIA)	E-Pump ($\times 10^4$)	E_REB ($\times 10^7$)	E-Cooler ($\times 10^6$)	E-Comp1 ($\times 10^6$)	E-Comp2 ($\times 10^6$)	Total ($\times 10^7$)
14000	7150	7.84	1.63	1.91	1.55	1.31	1.63	2.36
15000	8278	8.98	1.61	1.91	2.08	1.26	1.64	2.41
16000	9311	10.14	1.62	1.91	2.60	1.24	1.65	2.46
17000	10280	11.26	1.65	1.91	3.12	1.22	1.67	2.52
18000	11204	12.35	1.68	1.91	3.65	1.21	1.70	2.57
19000	12096	13.38	1.73	1.91	4.19	1.20	1.73	2.63
20000	12965	14.35	1.78	1.91	4.75	1.19	1.76	2.69
21000	13816	15.28	1.84	1.91	5.32	1.19	1.80	2.75
22000	14655	16.16	1.90	1.91	5.91	1.19	1.84	2.81
23000	15484	16.99	1.96	1.91	6.51	1.20	1.88	2.87

ตารางที่ 3-16 (ต่อ) แบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลวที่เงื่อนไขปกติ

สารป้อน (bbl/d)	ผลิตภัณฑ์		พลังงานที่เข้าสู่ระบบ (Btu/hr)					
	ปริมาณ (bbl/d)	RVP (PSIA)	E-Pump ($\times 10^4$)	E_REB ($\times 10^7$)	E-Cooler ($\times 10^6$)	E-Comp1 ($\times 10^6$)	E-Comp2 ($\times 10^6$)	Total ($\times 10^7$)
24000	16304	17.78	2.03	1.91	7.13	1.20	1.92	2.94
25000	17118	18.53	2.10	1.91	7.77	1.21	1.97	3.01

จะพบว่ากรณีที่มีปริมาณสารป้อนมากกว่า 18000 บาร์เรลต่อวัน นั้นค่า Reid Vapor Pressure จะสูงกว่า 12 psia ซึ่งทำให้คุณภาพของก๊าซธรรมชาติเหลวไม่เป็นไปตามมาตรฐานที่กำหนด

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

กรณีกระบวนการทำงานที่เงื่อนไขเหมาะสม เพื่อปริมาณผลิตภัณฑ์สูงสุด

ผลการศึกษพบว่าค่าตัวแปรปรับจะมีการเปลี่ยนแปลงดังตารางเพื่อให้ปริมาณผลิตภัณฑ์ของระบบสูงสุดเป็นดังนี้

ตารางที่ 3-17 เงื่อนไขที่เหมาะสมจากการออกแบบระบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติ

เหลว

กรณีที่	สายป้อน (bbl/d)	ตัวแปรปรับ		
		A	B	C
1	15000	0.50	175.0	1.91×10^7
2	16000	0.44	175.0	1.91×10^7
3	17000	0.38	198.7	1.86×10^7
4	18000	0.31	180.6	2.06×10^7
5	19000	0.42	230.0	1.92×10^7
6	20000	0.32	230.0	1.91×10^7
7	21000	0.22	230.0	1.91×10^7
8	22000	0.34	230.0	2.21×10^7
9	23000	0.33	219.5	2.30×10^7
10	24000	0.29	230.0	2.25×10^7
11	25000	0.23	226.8	2.33×10^7

กำหนดให้ตัวแปรปรับ

A = อัตราส่วนของสายเย็นที่ไหลเข้าสู่หอกลั่น

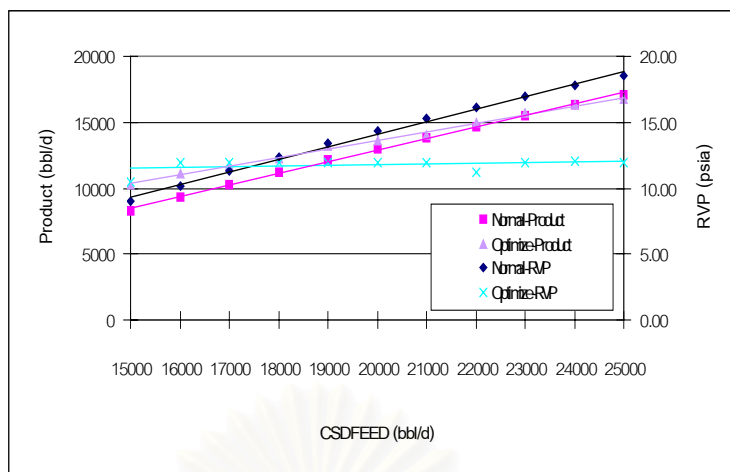
B = อุณหภูมิของสายร้อนที่เข้าสู่หอกลั่น (°F)

C = ปริมาณพลังงานความร้อนจากหม้อต้ม (Reboiler) (Btu/hr)

ตารางที่ 3-19 ผลการศึกษาการหาเงื่อนไขกระบวนการผลิตที่เหมาะสมจากแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลวที่มีผลต่อผลิตภัณฑ์และพลังงานของระบบ

กรณี	ผลิตภัณฑ์		พลังงานที่เข้าสู่ระบบ (Btu/hr)					
	ปริมาณ (bbl/d)	RVP (PSIA)	E-Pump ($\times 10^4$)	E_REB ($\times 10^7$)	E-Cooler ($\times 10^6$)	E-Comp1 ($\times 10^5$)	E-Comp2 ($\times 10^6$)	Total ($\times 10^7$)
1	10310	10.51	1.90	1.91	4.52	6.65	1.12	2.54
2	11091	11.95	1.87	1.91	4.89	6.93	1.19	2.59
3	11701	11.94	1.87	1.86	5.38	7.55	1.27	2.60
4	12239	11.93	1.95	2.06	4.79	8.39	1.38	2.76
5	13163	11.95	2.09	1.92	7.34	8.25	1.41	2.88
6	13662	11.98	2.06	1.91	6.89	9.16	1.52	2.85
7	14016	11.95	2.04	1.91	6.15	1.06	1.68	2.80
8	14948	11.19	2.35	2.21	7.39	1.02	1.69	3.22
9	15720	11.97	2.41	2.30	7.56	1.05	1.75	3.34
10	16319	11.99	2.43	2.25	7.94	1.12	1.85	3.35
11	16721	11.91	2.45	2.33	5.03	1.25	1.99	3.16

เมื่อทำการเปรียบเทียบผลของเงื่อนไขกระบวนการผลิตปกติกับเงื่อนไขที่เหมาะสม จะพบว่าปริมาณเงื่อนไขที่เหมาะสมจะทำให้ปริมาณผลิตภัณฑ์สูงขึ้นเมื่อปริมาณสายป้อนมีปริมาณต่ำกว่า 22500 บาร์เรลต่อวัน หลังจากนั้นปริมาณผลิตภัณฑ์จะลดลงต่ำกว่าเงื่อนไขการผลิตปกติเล็กน้อย แต่สำหรับค่าของ RVP นั้น จากเงื่อนไขการผลิตที่เหมาะสมจะสามารถทำให้ค่า RVP อยู่ภายในมาตรฐานที่กำหนดตลอดทั้งช่วงการผลิต ในขณะที่เงื่อนไขการผลิตปกตินั้นจะทำให้ค่า RVP ของผลิตภัณฑ์สูงเกินกว่ามาตรฐานตั้งแต่ปริมาณสายป้อนมากกว่า 18000 บาร์เรลต่อวัน ดังแสดงในรูปที่ 3-14



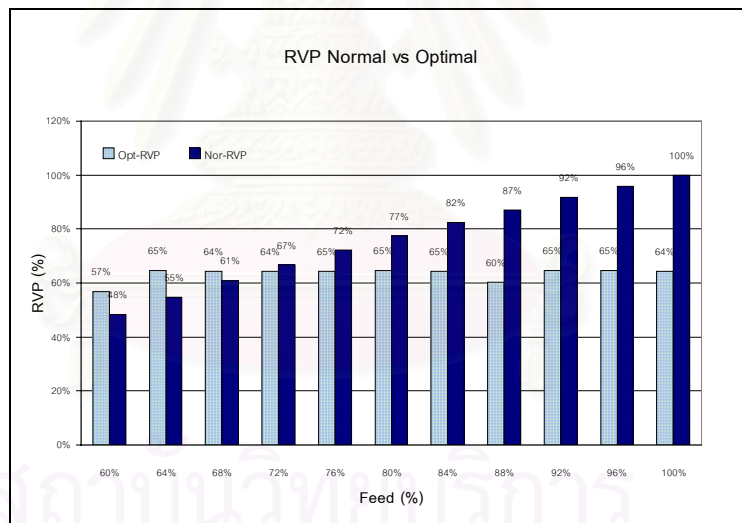
รูปที่ 3-14 แสดงปริมาณผลิตภัณฑ์ และ RVP ระหว่างเงื่อนไขกระบวนการผลิตปกติ และกระบวนการผลิตที่ใช้เงื่อนไขที่เหมาะสม

ตารางที่ 3-20 ผลเปอร์เซ็นต์การศึกษาค่าการหาเงื่อนไขกระบวนการผลิตที่เหมาะสมจากแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลวที่มีผลต่อผลิตภัณฑ์และพลังงานของระบบ

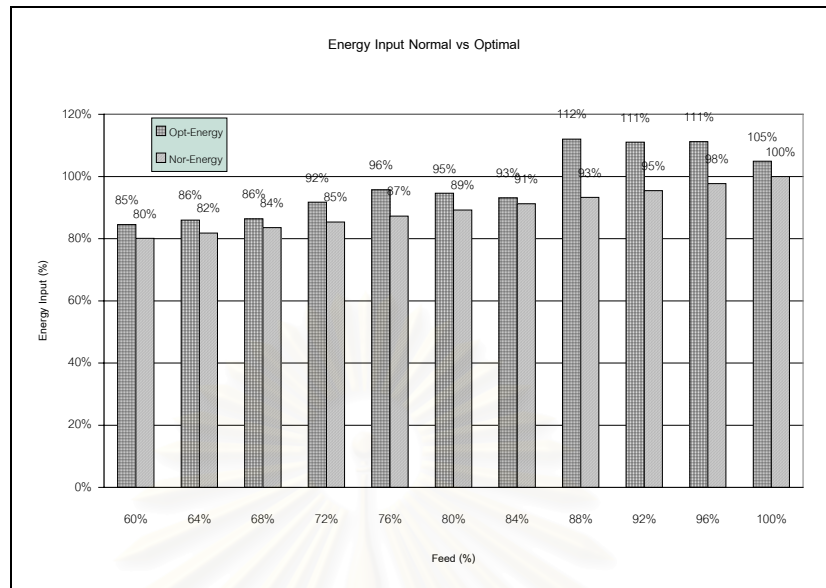
กรณี	เปอร์เซ็นต์ปริมาณสารป้อน	เปอร์เซ็นต์ปริมาณผลิตภัณฑ์	เปอร์เซ็นต์ RVP ของผลิตภัณฑ์	เปอร์เซ็นต์พลังงาน
1	60%	69%	57%	84.53%
2	64%	69%	65%	85.98%
3	68%	69%	64%	86.36%
4	72%	68%	64%	91.73%
5	76%	69%	65%	95.68%
6	80%	68%	65%	94.60%
7	84%	67%	65%	93.14%
8	88%	68%	60%	112.01%
9	92%	68%	65%	111.03%
10	96%	68%	65%	111.19%
11	100%	67%	64%	104.89%

หมายเหตุ

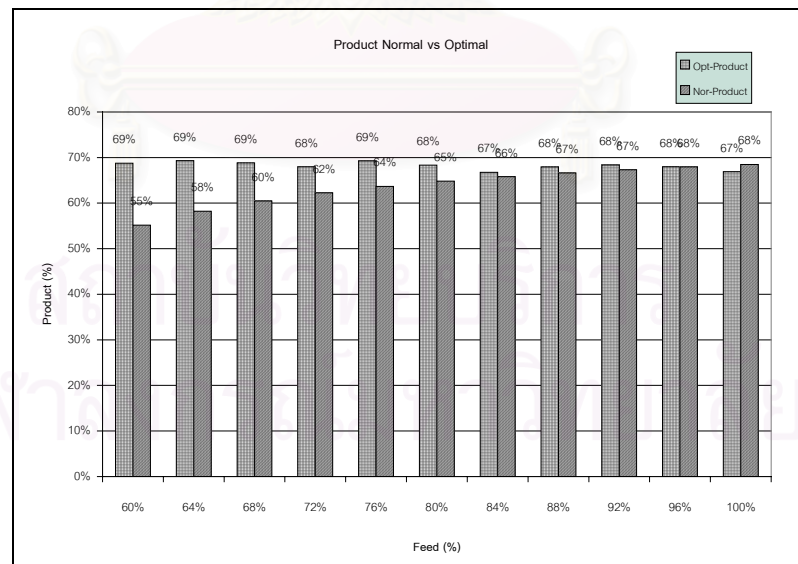
- เปอร์เซนต์ปริมาณสารป้อนเปรียบเทียบกับกรณีที่ 11 ปริมาณสารป้อน 25,000 บาร์เรลต่อวัน
- เปอร์เซนต์ปริมาณผลิตภัณฑ์เปรียบเทียบกับปริมาณสารป้อนของแต่ละกรณี
- เปอร์เซนต์ RVP ของผลิตภัณฑ์เปรียบเทียบกับกรณีค่า RVP ของผลิตภัณฑ์ 18.53 psia เช่นเดียวกับกรณีเงื่อนไขการผลิตปกติ
- เปอร์เซนต์พลังงานเปรียบเทียบกับกรณี ปริมาณพลังงานที่ใช้ทั้งหมด 30.1×10^6 Btu/hr เช่นเดียวกับกรณีเงื่อนไขการผลิตปกติ



รูปที่ 3-15 แสดงเปอร์เซนต์เปรียบเทียบค่า RVP ระหว่างเงื่อนไขกระบวนการผลิตปกติ และ กระบวนการผลิตที่ใช้เงื่อนไขที่เหมาะสม



รูปที่ 3-16 แสดงเปอร์เซ็นต์เปรียบเทียบค่าพลังงานที่ให้กับระบบ ระหว่างเงื่อนไขกระบวนการผลิตปกติ และกระบวนการผลิตที่ใช้เงื่อนไขที่เหมาะสม



รูปที่ 3-17 แสดงเปอร์เซ็นต์เปรียบเทียบปริมาณผลิตภัณฑ์ ระหว่างเงื่อนไขกระบวนการผลิตปกติ และกระบวนการผลิตที่ใช้เงื่อนไขที่เหมาะสม

องค์ประกอบของผลิตภัณฑ์ที่เงื่อนไขที่เหมาะสม

ตารางที่ 3-21 ตัวอย่างองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์ กรณีศึกษาเงื่อนไขกระบวนการผลิตที่เหมาะสม

สมจากแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว

องค์ประกอบ อัตราส่วนโดยโมล	ปริมาณสารป้อน (bbl/d)			
	15000	17000	20000	23000
H ₂ O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO ₂	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethane	0.0001	0.0005	0.0005	0.0018
Propane	0.0123	0.0296	0.0294	0.0338
i-Butane	0.0496	0.0494	0.0493	0.0373
n-Butane	0.0599	0.0593	0.0593	0.0534
i-Pentane	0.0385	0.0379	0.0379	0.0380
n-Pentane	0.0234	0.0230	0.0230	0.0231
n-Hexane	0.0469	0.0455	0.0455	0.0460
n-Heptane	0.1564	0.1536	0.1536	0.1558
n-Octane	0.2095	0.2054	0.2055	0.2086
n-Nonane	0.1482	0.1454	0.1455	0.1477
C10+*	0.2551	0.2503	0.2504	0.2542
Total	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000

พิจารณาทางด้านเศรษฐศาสตร์

การพิจารณาทางด้านเศรษฐศาสตร์เป็นสิ่งสำคัญสำหรับองค์กรธุรกิจที่จะต้องให้ความสำคัญ เนื่องจากเป็นการมองภาพรวมของกระบวนการผลิตว่าสามารถทำกำไรให้มากขึ้นเพียงใดในแต่ละปี เนื่องมาจากกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลวที่แทนผลิตรถยนต์แห่งเอราวัณนั้นทำการผลิตมามากกว่า 20 ปี ดังนั้นจึงเลยจุดคุ้มทุนของการลงทุนสร้างแทนผลิตรถยนต์ที่พิจารณาจึงเป็นปริมาณของพลังงานที่ใช้ในกระบวนการผลิต และเงินเดือนพนักงานและค่าบำรุงรักษาแทนผลิตรถยนต์เหล่านั้น สามารถแสดงสมการการคำนวณผลกำไรต่อปีได้ดังนี้

$$\text{กำไร} = \text{ปริมาณเงินที่ได้จากการขายผลิตภัณฑ์} - \text{ต้นทุนการผลิต}$$

$$\text{ปริมาณเงินที่ได้จากการขายผลิตภัณฑ์} = \text{ปริมาณผลิตภัณฑ์} \times \text{ราคาของผลิตภัณฑ์}$$

$$\text{ต้นทุนการผลิต} = (\text{ปริมาณพลังงานที่ใช้} \times \text{ปริมาณเชื้อเพลิงต่อหน่วยพลังงาน} \times \text{ราคาเชื้อเพลิง}) + (\text{เงินเดือนพนักงานและค่าบำรุงรักษาแทนผลิตรถยนต์})$$

ปริมาณพลังงานที่ใช้ คือ ปริมาณพลังงานที่ให้กับระบบทั้งหมดในแต่ละปี ที่ได้จากการศึกษาแต่ละกรณีศึกษา จากการออปติไมซ์จะสามารถทำให้เพิ่มปริมาณผลิตภัณฑ์ ทำให้ปริมาณรายได้ที่ได้จากการขายผลิตภัณฑ์เพิ่มขึ้น แม้ปริมาณพลังงานที่ใช้จะเพิ่มขึ้นด้วย แต่การทำออปติไมซ์ก็ยังสามารถทำให้มีกำไรเพิ่มขึ้นในช่วงที่สารป้อนมีปริมาณ 15,000 ถึง 20,000 บาร์เรลต่อวันอย่างชัดเจน หลังจากน้ำกำไรจะลดลง และต่ำกว่ากรณีการผลิตปกติเมื่อมีสารป้อน 25,000 บาร์เรลต่อวัน เพราะมีปริมาณของสารส่วนหนึ่งที่ต้องสูญเสียไปเพื่อให้ค่า RVP เป็นไปตามมาตรฐาน

สมมติฐานการคำนวณทางเศรษฐศาสตร์ ดังนี้

- 1) การผลิต 24 ชั่วโมงต่อ 1 วัน
- 2) การผลิต 360 วัน ต่อ ปี
- 3) ราคาขายก๊าซธรรมชาติเหลว 20 US\$ ต่อบาร์เรล
- 4) ราคาเชื้อเพลิง 1710 US\$ ต่อ ล้านลูกบาศก์ฟุต
- 5) ปริมาณพลังงานต่อปริมาณเชื้อเพลิง 1000 Btu ต่อ ลูกบาศก์ฟุต

- 6) เงินเดือนพนักงานและค่าบำรุงรักษาแทนผลิตรถกลาง 13.9 ล้าน US\$ ต่อปี
- 7) สามารถขายผลิตภัณฑ์ได้ทั้งหมดภายใน 1 ปี

ตารางที่ 3-22 ผลการศึกษารายได้ของกระบวนการจากแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลวที่เงื่อนไขปกติ

ปริมาณสาร ป้อน (bbl/d)	ปริมาณ ผลิตภัณฑ์ (bbl/d)	ปริมาณ พลังงาน (x 10 ⁷ Btu/hr)	รายได้ (x 10 ⁷ US\$/yr)	ต้นทุน (x 10 ⁷ US\$/yr)	กำไร (x 10 ⁷ US\$/yr)
15000	8278	2.412	5.960	1.426	4.534
16000	9311	2.463	6.704	1.426	5.278
17000	10280	2.515	7.402	1.427	5.974
18000	11204	2.570	8.067	1.428	6.639
19000	12096	2.626	8.709	1.429	7.280
20000	12965	2.685	9.334	1.430	7.905
21000	13816	2.746	9.948	1.431	8.517
22000	14655	2.809	10.552	1.431	9.120
23000	15484	2.874	11.148	1.432	9.716
24000	16304	2.941	11.739	1.433	10.306
25000	17118	3.010	12.325	1.434	10.890

ตารางที่ 3-23 ผลการศึกษารายได้ของกระบวนการจากแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลวที่เงื่อนไขที่เหมาะสม

ปริมาณ สารป้อน (bbl/d)	ปริมาณ ผลิตภัณฑ์ (bbl/d)	ปริมาณ พลังงาน (x10 ⁷ Btu/hr)	รายได้ (x 10 ⁷ US\$/yr)	ค่าใช้จ่าย (x 10 ⁷ US\$/yr)	กำไร (x 10 ⁷ US\$/yr)	กำไรเพิ่มเติม (x 10 ⁷ US\$/yr)
15000	10310	2.545	7.423	1.428	5.996	1.461
16000	11091	2.588	7.985	1.428	6.557	1.279
17000	11701	2.600	8.425	1.428	6.996	1.022
18000	12239	2.761	8.812	1.431	7.381	0.743
19000	13163	2.880	9.477	1.433	8.045	0.765

ตารางที่ 3-23 (ต่อ) ผลการศึกษารายได้ของกระบวนการจากแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลวที่เงื่อนไขที่เหมาะสม

ปริมาณสารป้อน (bbl/d)	ปริมาณผลิตภัณฑ์ (bbl/d)	ปริมาณพลังงาน ($\times 10^7$ Btu/hr)	รายได้ ($\times 10^7$ US\$/yr)	ค่าใช้จ่าย ($\times 10^7$ US\$/yr)	กำไร ($\times 10^7$ US\$/yr)	กำไรเพิ่มเติม ($\times 10^7$ US\$/yr)
20000	13662	2.848	9.837	1.432	8.405	0.500
21000	14016	2.804	10.092	1.431	8.660	0.143
22000	14948	3.372	10.763	1.440	9.323	0.203
23000	15720	3.342	11.318	1.439	9.879	0.163
24000	16319	3.347	11.750	1.439	10.310	0.004
25000	16721	3.157	12.039	1.437	10.603	-0.288

จากการศึกษาจากแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว พบว่าเมื่อใช้เงื่อนไขในการผลิตที่เหมาะสมสามารถทำให้ปริมาณกำไรต่อปีเพิ่มขึ้นได้ ในช่วงปริมาณผลิตภัณฑ์ประมาณ 8000 ถึง 16000 บาร์เรลต่อวัน จะสามารถทำให้มีกำไรเพิ่มขึ้น แต่ที่ผลิตภัณฑ์ประมาณ 17000 บาร์เรลต่อวัน จะทำให้กำไรลดลง เนื่องจากปริมาณผลิตลดลง เพื่อควบคุมค่า RVP ให้ต่ำกว่า 12 psia ตามมาตรฐานที่กำหนด



รูปที่ 3-18 แสดงปริมาณกำไรที่ได้จากการศึกษาแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลวจากการใช้เงื่อนไขการทำงานปกติ และกำไรส่วนที่เพิ่มเติมจากเงื่อนไขที่เหมาะสมในการผลิต

บทที่ 4

สรุปผล

กรณีศึกษาตัวแปรต่างๆ ในระบบ จากการจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลวของบริษัทยูโนแคล ไทยแลนด์ โดยโปรแกรมจำลองกระบวนการไฮซิส (Hysys) การศึกษาความสัมพันธ์ระหว่างตัวแปรที่มีต่อค่า RVP ของผลิตภัณฑ์ และ ผลการจำลองพบว่า จากเงื่อนไขกระบวนการผลิตปกติ นั้น เมื่อปริมาณของสารป้อนเพิ่มขึ้นมากกว่าประมาณ 18,000 บาร์เรลต่อวัน จะทำให้ค่า RVP ของผลิตภัณฑ์สูงกว่า 12 psia ซึ่งสอดคล้องกับผลของกระบวนการผลิตจริง สำหรับกรณีศึกษาการเปลี่ยนแปลงของตัวแปรที่ละตัวแปร พบว่าอัตราส่วนของสายเย็นที่ทำการปรับในกระบวนการทำงานจริงนั้น จะมีผลต่อค่า RVP ของผลิตภัณฑ์น้อยมาก แต่ผลการเพิ่มพลังงานความร้อนและอัตราการไหลของป้อนจะมีผลทำให้ค่า RVP ลดลงได้ชัดเจนมากกว่า การเปลี่ยนแปลงเพื่อเพิ่มค่าตัวแปรทั้งหมดจะมีผลให้ใช้พลังงานมากขึ้นไปด้วย กรณีศึกษาหาเงื่อนไขการผลิตที่เหมาะสมโดยการออปติไมซ์ พบว่าสามารถเพิ่มประสิทธิภาพของกระบวนการผลิต โดยสามารถทำให้ผลิตภัณฑ์มีค่า RVP อยู่ภายในมาตรฐานที่กำหนด เมื่อมีสารป้อนตั้งแต่ 15,000 ถึง 25,000 บาร์เรลต่อวัน กรณีศึกษาทางด้านเศรษฐศาสตร์ พบว่าสภาวะการดำเนินการที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว สามารถทำให้กระบวนการผลิตมีกำไรเพิ่มขึ้นได้ เมื่อปริมาณของสารป้อนอยู่ระหว่าง 15,000 ถึง 22,000 บาร์เรลต่อวัน กรณีที่สายป้อนสูงกว่า 22,000 บาร์เรลต่อวัน สภาวะที่เหมาะสมเพื่อทำให้กระบวนการผลิตสามารถควบคุมค่า RVP เป็นไปตามมาตรฐาน พบว่าปริมาณของผลิตภัณฑ์ของระบบจะลดต่ำกว่ากรณีเงื่อนไขการทำงานปกติ

เนื่องจากในกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติเหลว จะให้ความสำคัญต่อการทำงานของหอกลั่น ผลการศึกษาแบบจำลองกระบวนการผลิต พบว่ามีของเหลวปนอยู่กับก๊าซที่ออกจากหอกลั่น เป็นไปตามที่พบในกระบวนการผลิตจริง

จากผลการศึกษาแบบจำลองกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติ สามารถอธิบายถึงประโยชน์ และ ข้อแนะนำของการจำลองกระบวนการผลิตได้ดังนี้

ข้อดี

- สามารถเพิ่มประสิทธิภาพในการควบคุมคุณภาพของผลิตภัณฑ์จากสภาวะการดำเนินการที่เหมาะสมของกระบวนการ
- สามารถทำให้ปริมาณผลิตภัณฑ์และกำไรเพิ่มขึ้น เมื่อมีปริมาณสายป้อน 15,000 ถึง 22,000 บาร์เรลต่อวัน
- สามารถศึกษาการทำงานของแต่ละยูนิต และประสิทธิภาพในการทำงานของยูนิตนั้น เพื่อเป็นข้อมูลในการบำรุงรักษา และปรับปรุงแต่ละยูนิต

ข้อเสีย

- เงื่อนไขที่เหมาะสมจะมีความยุ่งยากต่อการปรับในกระบวนการผลิตจริง

ข้อเสนอแนะ

- การปรับตัวแปรในระบบก่อนข้างซับซ้อนควรมีระบบควบคุมอัตโนมัติเป็นตัวปรับเงื่อนไข เนื่องจากในกระบวนการผลิตจริงอัตราการไหลของสายป้อนจะเปลี่ยนแปลงไปตามเวลา ทำให้สภาวะการดำเนินการที่เหมาะสมของระบบเปลี่ยนแปลงไป ตัวควบคุมอัตโนมัติจะต้องรับรู้ถึงการเปลี่ยนแปลง และสามารถทำการปรับเงื่อนไขใหม่ เพื่อให้ผลิตภัณฑ์มีปริมาณสูงสุด และค่า RVP เป็นไปตามมาตรฐานที่กำหนด

รายการอ้างอิง

ภาษาอังกฤษ

- American Petroleum Institute [API]. Technical Data Book. 5 th ed. pp. 9-15. (n.p.), 1978.
- American Society for Testing and Materials [ASTM]. 1994 Annual Book of ASTM Standards. Vol. 5.01: Petroleum Productions, Lubricants, and Fossil Fuels. (n.p.), 1994.
- Beveridge, G. S. G., and R. S. Schechter. Optimization: Theory and Practice. New York: McGraw-Hill, 1970.
- Chao, K.D. and Seader, J.D. A.I.Ch.E. Journal. (December 1961): 598 – 605.
- Christie J. Geankoplis. Transport Processes and Unit Operations. 3 rd ed. New Jersey: Prentice-Hall International, 1993.
- Daubert, T.E. Petroleum fraction distillation interconversions. Hydrocarbon Processing. (September 1994): 75.
- Edgar, T. F., and Himmelblau, D. M. Optimization of Chemical Process. New York: McGraw-Hill, 1988.
- Edmister, W.C., and Okamoto, K.K. Applied Hydrocarbon Thermodynamics. Petroleum Refiner. (August 1959): 117.
- Henry Z. Kister. Distillation Design. New York: McGraw-Hill, 1992.
- Hyprotech. Hysys Reference. Alberta: Hyprotech, 1996.
- Keenan, J.H. and Keyes, F.G. Thermodynamic Properties of Steam. New York: Wiley and Sons, 1959.
- Ken Arnold and Maurice Stewart. Surface Production Operations. Vol 1. 2 nd ed. (n.p.), 1986.
- McCabe, W.L., Smith, J.C., and Harriot, P. Unit Operation of Chemical Engineering. 4 th ed. New York: McGraw-Hill, 1985.
- McCormick, J. E., and E. C. Roche. Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers, pp. 1-59. New York : McGraw-Hill, 1979.
- Maxwell, J. B. Data Book on Hydrocarbons. New Jersey: D. Van Nostrand, 1950.
- Peng, D. Y. and Robinson, D. B. A Two Constant Equation of State. I.E.C. Fundamentals 15 (1976): 59-64.

Reid, R. C., Prausnitz, J. M., and Poling, B. E. The Properties of Gases & Liquids. New York: McGraw-Hill, 1987.

Soave, G. Chem Engr. Sci. 27, No.6 (1972): 1197.

Wankat, P. C. Equilibrium Staged Separations. New York : Elsevier, 1988.



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



ภาคผนวก

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก ก.

การจำลองกระบวนการโดยโปรแกรมไฮซิส

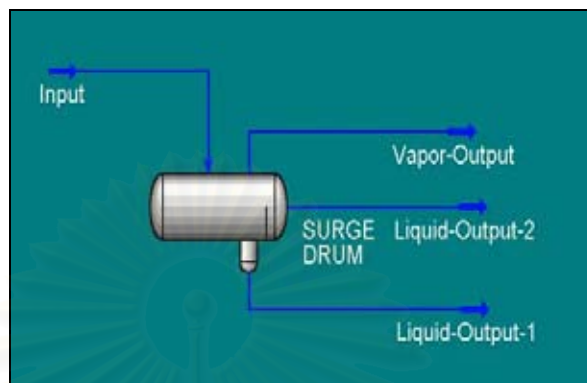
โปรแกรมไฮซิส เป็นโปรแกรมจำลองกระบวนการผลิตที่สร้างขึ้นโดย บริษัท Hyprotech ประเทศแคนาดา ซึ่งเป็นโปรแกรมที่มีการคำนวณผลลัพธ์ ขาออกของแต่ละหน่วยที่ใส่เข้าไป ผลลัพธ์ที่ได้ก็จะใช้เป็นค่าเริ่มต้นของหน่วยต่อไปเพื่อคำนวณผลลัพธ์ขาออกต่อไป จนกระทั่งได้ผลลัพธ์ขาออกของหน่วยสุดท้าย

ขั้นตอนการศึกษาจากแบบจำลองกระบวนการผลิต

1. เลือกกระบวนการผลิตที่ต้องการศึกษา
2. หาข้อมูล และรายละเอียดของกระบวนการ ได้แก่
 - องค์ประกอบของกระบวนการทั้งหมด เช่น ถังแยก, ป้อน, หอกลิ้น, หม้อต้ม, คอมเพลสเซอร์
 - สภาวะการทำงานที่ต้องการศึกษา เช่น อัตราการไหล, อุณหภูมิ, ความดัน
 - องค์ประกอบของสารป้อนเข้ากระบวนการ เช่น อัตราส่วนโดยโมลของสารป้อนที่เข้าสู่กระบวนการผลิต
3. จำลองหน่วยและสารป้อนในโปรแกรมไฮซิส ตามองค์ประกอบของกระบวนการ กำหนดสภาวะการทำงาน พิจารณาผลลัพธ์ขาออกของหน่วย และปรับจูนแบบจำลอง เพื่อให้ผลลัพธ์ขาออกเป็นไปตามข้อมูลกระบวนการผลิตจริง เพื่อให้ได้แบบจำลองที่มีความถูกต้อง
4. ศึกษาการเปลี่ยนแปลงตัวแปรที่สนใจว่าจะมีผลกระทบอย่างไรต่อกระบวนการผลิต
5. หาสภาวะที่เหมาะสม โดยการออปติไมซ์ ดังนี้
 - เลือกตัวแปรปรับทั้งหมดจากกระบวนการผลิต
 - กำหนดขอบเขตบน และล่างของตัวแปรปรับ
 - กำหนด Objective Function ซึ่งเป็นปริมาณของผลิตภัณฑ์
 - กำหนด Constraint Function เช่น ความสามารถในการทำงานของแต่ละหน่วย

แบบจำลองของยูนิตในโปรแกรมไฮซิด

1. ถังแยก 3 เฟส



การแยกความหนาแน่นของสาร โดยก๊าซจะมีความหนาแน่นน้อยสุด ต่อมาคือของเหลวที่ 2 และของเหลว 1 โดยที่

มวลสายป้อน = มวลก๊าซ + มวลของเหลว 1 + มวลของเหลว 2

สมมติฐาน - คุณหมุมิของสารขาเข้าและขาออกไม่มีการเปลี่ยนแปลง ดังนั้นไม่มีการสูญเสียความร้อนออกจากถังแยก

การเลือกใช้และเหตุผล

- สามารถเป็นตัวแทนของ Surge Drum ที่ทำหน้าที่รับสารป้อนแล้วแยกระหว่างก๊าซและของเหลว 2 ชนิด คือ ก๊าซธรรมชาติเหลว และ น้ำ

การปรับจูน

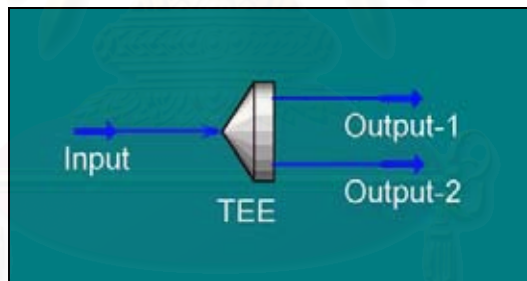
เนื่องจากเป็นยูนิตแรก และมีการกำหนดค่าสารขาเข้าให้เท่ากับกระบวนการจริง โดยที่สารขาออกจากยูนิตไม่มีข้อมูลจากกระบวนการจริง ดังนั้นไม่มีการปรับจูน

ข้อกำหนด

1. สร้างสาขาเข้า 1 สาย และ สาขาออก 3 สาย และ ตามเงื่อนไขดังนี้

	ชื่อสาร	องค์ประกอบ	อุณหภูมิ (° F)	ความดัน (psig)	อัตราการไหล (bbl/d)
สาขาเข้า	CSDFEED	ตามตาราง 3.1	79.5	255	กำหนดตาม กรณีศึกษา
	ชื่อสาร	องค์ประกอบ	อุณหภูมิ (° F)	ความดัน (psig)	อัตราการไหล (bbl/d)
สาขาออก	CSDGAS	ไม่กำหนด	ไม่กำหนด	ไม่กำหนด	ไม่กำหนด
	RAWFEED	ไม่กำหนด	ไม่กำหนด	ไม่กำหนด	ไม่กำหนด
	WATEROUT	ไม่กำหนด	ไม่กำหนด	ไม่กำหนด	ไม่กำหนด

2. ตัวแบ่ง Stream (TEE)



มีสารป้อนเข้า 1 สาย สามารถแบ่งออกเป็นสาขาออกหลายสาย โดยแต่ละสายจะมีอุณหภูมิ, ความดัน และองค์ประกอบใน Stream เหมือนกัน แต่ปริมาณของแต่ละสายจะขึ้นอยู่กับ

การเลือกใช้และเหตุผล

- สามารถเป็นตัวแบ่งสารออกเป็น 2 สาย เหมือนกับ TEE ที่ใช้ในกระบวนการจริง
- ในแบบจำลองประกอบด้วย TEE 4 ตัว คือ TEE-101, TEE-100, TEE-102, TEE-103

การปรับจูน

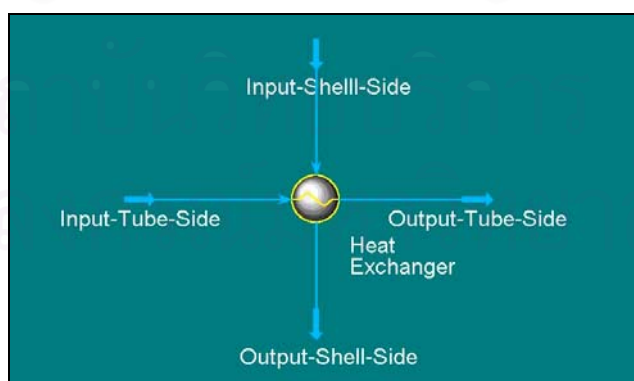
ข้อมูลจากระบบการผลิตคือ ปริมาณสารขาออกจาก TEE แต่ละตัว ดังนั้น การปรับจูน จึงเป็นการเปลี่ยนอัตราส่วนของสารขาออกนั้นๆ เพื่อให้ปริมาณสารขาออกใกล้เคียงกับข้อมูลจริง

ข้อกำหนด

1. สร้างสารขาเข้า 1 สาย และ สารขาออก 2 สาย ดังรูปที่ 3-1
2. กำหนดอัตราส่วนในการไหลของสารขาออก 1 สาย ส่วนสายที่เหลือจะเท่ากับ 1 - อัตราส่วนของสายที่กำหนด

TEE	ชื่อสารขาออกที่ กำหนดอัตราส่วน	อัตราส่วน
TEE-100	HOT-PROD	1.0
TEE-101	สาย 1	ตามกรณีศึกษา
TEE-102	HOT-IN	1.0
TEE-103	TO-PUMP	0.9

3. เครื่องและเปลี่ยนความร้อน H/X A, H/X B



เป็นเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่าง Stream 2 สาย โดยสายที่มีอุณหภูมิสูงกว่าจะถ่ายเทความร้อนไปยัง Stream ที่มีอุณหภูมิต่ำกว่า เพื่อเป็นการประหยัดพลังงานให้กับกระบวนการผลิต ที่จะต้องใช้พลังงานความร้อนอื่นเข้ามาในกระบวนการผลิต

มวลสารขาเข้า = มวลสารขาออก

ปริมาณความร้อนสายร้อนที่ให้ = ปริมาณความร้อนสายเย็นที่รับ + ปริมาณความร้อนที่สูญเสียให้
สิ่งแวดล้อม

ปริมาณความร้อน = (อัตราการไหล) x (ความหนาแน่นของ Stream)
x (ความจุความร้อนจำเพาะของ Stream)
x (อุณหภูมิที่เปลี่ยนแปลงไป)

การเลือกใช้และเหตุผล

- เลือก Heat Exchanger เนื่องจากเป็นแบบจำลองของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบ Shell and Tube ที่ตรงกับกระบวนการจริง
- ในแบบจำลองประกอบด้วย Heat Exchanger 2 ตัว คือ H/X-A และ H/X-B

การปรับจูน

ในการปรับจูนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน หลังจากกำหนดอุณหภูมิของสารขาเข้าและออกของด้าน Shell Side แล้ว สามารถปรับจูนค่าความดันลดของทางด้าน Shell เพื่อให้อุณหภูมิขาออกของสารเป็นไปตามกระบวนการจริง

ปรับจูนความดันลดทางด้าน Tube side เพื่อให้เป็นไปตามข้อมูลกระบวนการจริง

ปรับจูนค่า UA (สัมประสิทธิ์ความนำความร้อนรวม x พื้นที่การนำความร้อน) ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน เพื่อให้อุณหภูมิของสารขาออกทางด้าน Tube side เป็นไปตามกระบวนการจริง

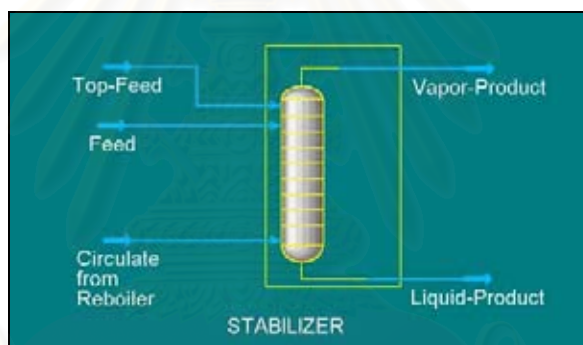
ข้อกำหนด

1. สร้างสารขาเข้า 2 สาย และ สารขาออก 2 สาย ดังรูปที่ 3-1 สำหรับ Heat Exchanger แต่ละตัวดังรูปที่ 3-1

2. กำหนดเงื่อนไขให้กับเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนดังนี้

	H/X-A	H/X-B
อุณหภูมิขาออกด้าน Shell Side ($^{\circ}\text{F}$)	195 & ตามผล การออกแบบ	156
ความดันลดทางด้าน Tube Side (psig)	18	4
ความดันลดทางด้าน Shell Side (psig)	12	4
UA ทางด้าน Shell Side ($\text{Btu}/^{\circ}\text{F}\text{-hr}$)	7.5×10^4	7.8×10^4

4. หอกั่น (Stabilizer)



ทำหน้าที่แบบสารที่มีความสามารถในการระเหยแตกต่างกันออกจากกัน ในกระบวนการนี้จะทำหน้าที่แยกก๊าซธรรมชาติ และก๊าซธรรมชาติเหลวออกจากกัน โดยใช้การคำนวณ ดังแสดงในความรู้เกี่ยวกับหอกั่น

การเลือกใช้และเหตุผล

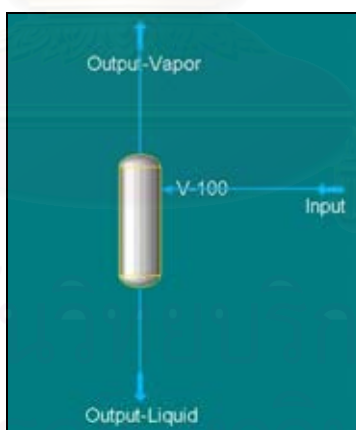
- เลือกใช้หอกั่นที่ไม่มี condenser และ reboiler เนื่องจากกระบวนการจริงไม่มี condenser และเทรย์สุดท้ายของหอกั่นจะต้องแบ่งเป็น 2 ส่วน
- ในแบบจำลองประกอบด้วย 1 หอกั่น คือ STABILIZER

การปรับจูน

หลังจากกำหนดความดันของยอดหอ และ ก้นหอของหอกลั่น แล้วพิจารณาอุณหภูมิที่ ยอดหอและก้นหอ ปรับจูนประสิทธิภาพโดยรวมของหอกลั่น เพื่อให้อุณหภูมิของยอดหอและก้น หอเป็นไปตามข้อมูลการทำงานจริง ซึ่งจะได้ว่าประสิทธิภาพของหอกลั่นเท่ากับ 60%

ข้อกำหนด

1. กำหนดจำนวนเทรย์ของหอกลั่น เท่ากับ 17
 2. กำหนดสายเย็นป้อนเข้าเทรย์ที่ 1 นับจากยอด, สายร้อนเข้าที่เทรย์ที่ 14, และสารขาออกที่ ยอดหอ และ ก้นหอ
 3. กำหนดความดันที่ยอดหอ เท่ากับ 159 psig และ ก้นหอ 162 psig
 4. กำหนดประสิทธิภาพของหอกลั่นเท่ากับ 60%
5. ถังแยก 2 เฟส



เพื่อทำการแยกระหว่างก๊าซและของเหลวออกจากกัน โดยอาศัยความหนาแน่นที่แตกต่าง กัน

การเลือกใช้และเหตุผล

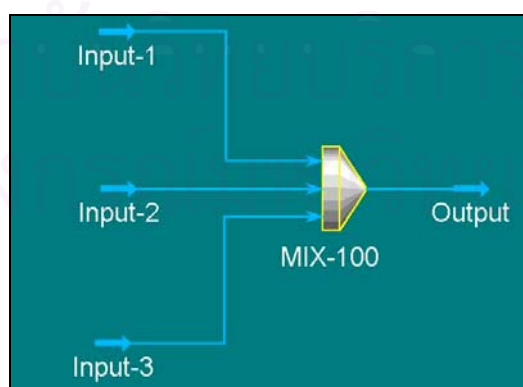
- เลือกใช้เพื่อเป็นตัวแทนยูนิตในกระบวนการจริง ที่มีการแยกระหว่างก๊าซกับของเหลว
- ในแบบจำลองประกอบด้วย 5 ยูนิต คือ LEFTSIDE, RIGHTSIDE, ADIA, V-101, V-102

การปรับจูน

จากข้อมูลความดันของสารขาออกจากกระบวนการผลิตจริง สามารถปรับจูนโดยการเปลี่ยนแปลงค่าความดันลดของแต่ละยูนิต

ข้อกำหนด

1. กำหนดสารขาเข้า 1 สาย และ สารขาออก 2 สาย ในแต่ละยูนิต ดังรูปที่ 3-1
 2. กำหนดความดันลดของแต่ละยูนิต ดังนี้
 - LEFTSIDE 0 psig
 - RIGHTSIDE 0 psig
 - ADIA 13 psig
 - V-101 5 psig
 - V-102 0 psig
6. ตัวรวม Stream (MIXER)



เพื่อทำการผสมระหว่าง Stream ขาเข้าตั้งแต่ 2 Steam ขึ้นไปเพื่อให้ได้ Steam ขาออก 1 Steam

การเลือกใช้และเหตุผล

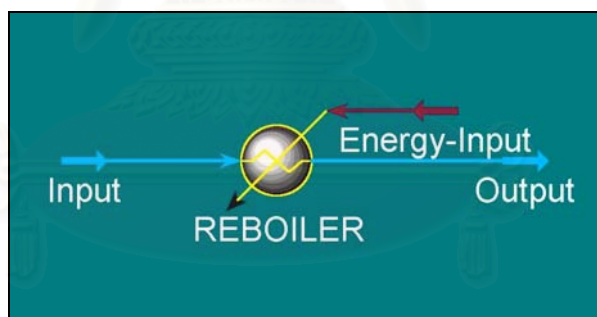
- เลือกเป็นตัวแทนของการที่สารมาผสมกัน
- ในแบบจำลองประกอบด้วย 2 Mixer คือ MIX-100 และ MIX-101

การปรับจูน ไม่มีการปรับจูนเนื่องจากไม่มีข้อมูลของกระบวนการจริงแต่กำหนดให้ความดันของสารขาเข้าเท่ากับความดันของสารขาออก

ข้อกำหนด

1. สารขาเข้า และ สารขาออก ดังรูปที่ 3-1
2. ความดันของสารขาเข้า เท่ากับความดันของสารขาออก

7. Reboiler



เพื่อทำหน้าที่เพิ่มความร้อนให้กับ Stream ทำให้ Stream ขาออกมีอุณหภูมิสูงขึ้น

การเลือกใช้และเหตุผล

- เพื่อเป็นรีบอยเลอร์ให้กับหอกลั่น เหมือนกระบวนการผลิตจริง
- ในแบบจำลองมีรีบอยเลอร์ 1 ตัว คือ REBOILER

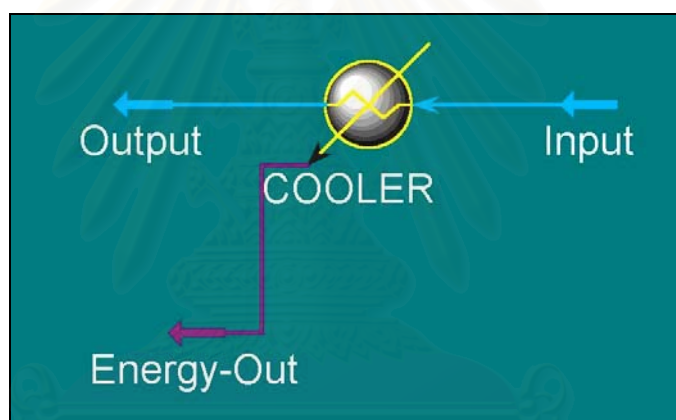
การปรับจูน

เพื่อให้คุณหมุมของสารขาออกใกล้เคียงกับกระบวนการจริง โดยการปรับจูนปริมาณพลังงานที่ให้

ข้อกำหนด

1. สารขาเข้า และออก ดังรูปที่ 3-1
2. กำหนดปริมาณพลังงานที่ให้ กรณีปกติ 19×10^6 Btu/hr และตามค่าที่ได้จากการออปติไมซ์

8. Cooler



ทำหน้าที่ลดความร้อนให้กับ Stream ทำให้ Stream ขาออกมีคุณหมุมต่ำลง

การเลือกใช้และเหตุผล

- เป็นยูนิตที่จะลดคุณหมุมของสารลง เหมือนในกระบวนการจริง
- ในแบบจำลองมี 3 ตัว คือ COOLER เป็นยูนิตจริงของกระบวนการ, LOSTHEAT_1, LOSTHEAT_2 เป็นการจำลองการสูญเสียความร้อนออกจากระบบให้กับสิ่งแวดล้อม

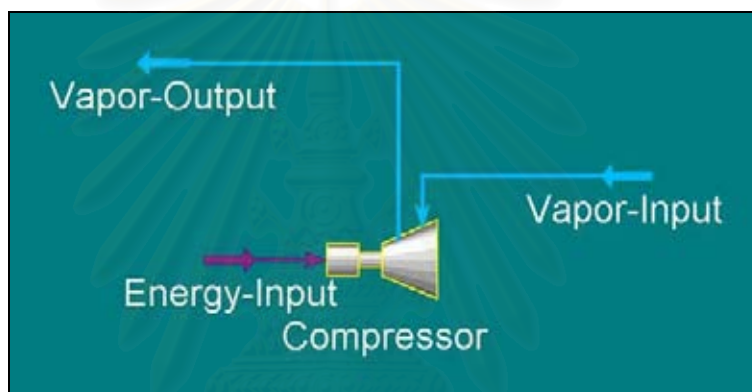
การปรับจูน

ปรับจูนปริมาณพลังงาน เพื่อให้คุณหมุมของสารขาออกเป็นไปตามกระบวนการจริง

ข้อกำหนด

1. สารขาเข้า และ ออก ดังรูปที่ 3-1
2. กำหนดของ COOLER อุณหภูมิของสารขาออกเท่ากับ 90 °F และ ความดันเท่ากับ 133 psig
3. กำหนดปริมาณความร้อนที่สูญเสียของ LOSTHEAT_1 และ LOSTHEAT_2 เป็นไปตามตาราง ข-1 ในภาคผนวก ข

9. คอมเพรสเซอร์ (Compressor)



ทำหน้าที่เพิ่มความดันให้กับก๊าซที่ผ่าน ดังนั้นก๊าซขาออกมีความดันสูงขึ้น

การเลือกใช้และเหตุผล

- เพื่อใช้กับการเพิ่มความดันให้ก๊าซ ซึ่งจะมีการคำนวณ compressibility ของสาร
- ในแบบจำลองมี compressor 2 ตัว คือ COMP1 และ COMP2

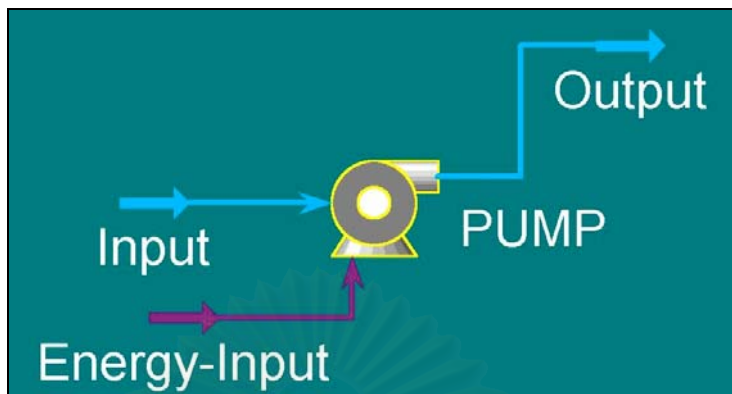
การปรับจูน

สามารถปรับจูนปริมาณพลังงานที่ใช้เพื่อให้ได้ความดันของสารขาออกเป็นไปตามกระบวนการจริง

ข้อกำหนด

- กำหนดสารขาเข้า และ ออก ดังรูปที่ 3-1
- กำหนดความดันของสารขาออกที่ COMP1 530 psig, COMP2 550 psig

10. ปั๊ม (Pump)



ทำหน้าที่เพิ่มความดันให้กับของเหลวที่ไหลผ่าน

การเลือกใช้และเหตุผล

- เนื่องจากเป็นการเพิ่มความดันให้กับสารโดยที่ปริมาตรคงที่
- ในแบบจำลองประกอบด้วย 1 ยูนิต คือ PUMP

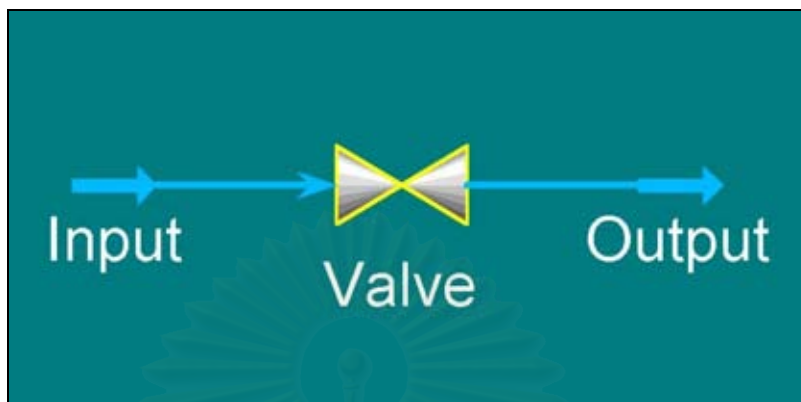
การปรับจูน

สามารถปรับจูนปริมาณพลังงานที่ใช้เพื่อให้ได้ความดันของสารขาออกเป็นไปตามกระบวนการจริง

ข้อกำหนด

1. สารขาเข้า และ ออก ดังรูปที่ 3-1
2. ความดันของสารขาออก เท่ากับ 180 psig
3. Adiabatic Efficiency 75% คือ ปริมาณพลังงานที่ได้ต่อปริมาณพลังงานที่ให้กับปั๊ม

11. วาล์ว (Valve)



มีเพื่อควบคุมอัตราการไหลของของเหลว ซึ่งมีผลทำให้เปลี่ยนแปลงความดันของ Stream

การเลือกใช้และเหตุผล

- เนื่องจากในกระบวนการผลิตจริง พบว่าวาล์วที่ VLV-100 มีผลกระทบต่อความดันของสารที่ไหลผ่าน ซึ่งสามารถแทนได้ด้วยการใส่วาล์ว
- ในแบบจำลองประกอบด้วยวาล์ว 2 ตัว คือ VLV-100 และ FCV

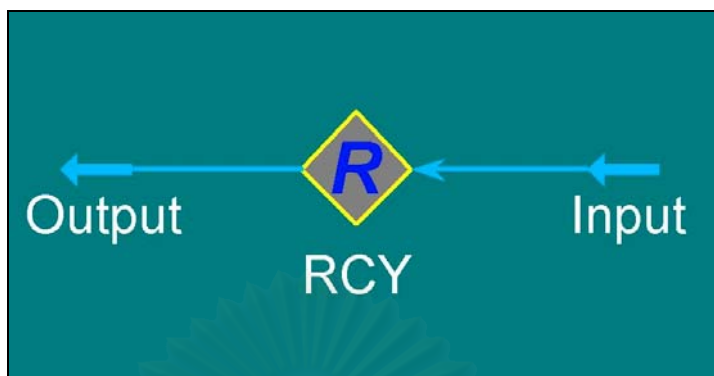
การปรับจูน

สามารถปรับจูนความดันลดเพื่อให้ความดันขาออกเป็นไปตามกระบวนการผลิตจริง

ข้อกำหนด

1. สารขาเข้า และ ออก ดังรูปที่ 3-1
2. ความดันลดของวาล์ว VLV-100 เท่ากับ 72 psig, FCV เท่ากับ 0 psig

12. Recycle (RCY)

การเลือกใช้และเหตุผล

เนื่องจากข้อจำกัดในการคำนวณของโปรแกรมไฮซิด ที่จะต้องมีค่าทางด้านขาเข้าเพื่อทำการคำนวณผลลัพธ์ทางด้านขา ในกรณีที่สารมีการป้อนกลับจะต้องมีตัว recycle เพื่อทำหน้าที่หาค่าที่ทำให้สมบัติของ Stream ขาเข้า เท่ากับ Stream ทางด้านขาออก เพื่อให้เป็นไปตามกระบวนการจริง

การปรับจูน ไม่มีการปรับจูน

ข้อกำหนด ไม่มีข้อกำหนด

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก ข.
การสูญเสียความร้อนให้กับสิ่งแวดล้อม

จากการศึกษาผลของกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติจริง มีพลังงานส่วนหนึ่งสูญเสียให้กับสิ่งแวดล้อม เพื่อเลียนแบบกระบวนการผลิตก๊าซธรรมชาติให้ใกล้เคียงกับกระบวนการจริง จึงตั้งสมมติฐานให้มีการสูญเสียความร้อน ดังแสดงในตาราง

ตารางที่ ข-1 แสดงปริมาณพลังงานที่สูญเสียให้สิ่งแวดล้อม

สายป้อน (bbl/d)	LOSTHEAT_1 (Btu/hr)	LOSTHEAT_2 (Btu/hr)
15000	408000	734400
16000	435200	783360
17000	462400	832320
18000	489600	881280
19000	516800	930240
20000	544000	979200
21000	571200	1028160
22000	598400	1077120
23000	625600	1126080
24000	652800	1175040
25000	680000	1224000

LOSTHEAT_1 คือ ปริมาณความร้อนที่ผลิตภัณฑ์สูญเสียให้กับสิ่งแวดล้อมเมื่อออกจากหอกลั่นก่อนเข้าเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

LOSTHEAT_2 คือ ปริมาณความร้อนที่ผลิตภัณฑ์สูญเสียให้กับสิ่งแวดล้อมเมื่อออกจากเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนก่อนเข้าคูลเลอร์

ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์

นางสาว หทัยกาญจน์ ศรีสมาน สถานที่เกิด จังหวัดสระบุรี ประเทศไทย เมื่อ 28 มกราคม พ.ศ. 2517 สำเร็จการศึกษา วิทยาศาสตร์บัณฑิต สาขาวิชาวัสดุศาสตร์ มหาวิทยาลัย เชียงใหม่ จังหวัดเชียงใหม่ ประเทศไทย เมื่อ พ.ศ. 2538 ทำงานในตำแหน่ง Geologist and Geophysicist Assistant บริษัทยูโนแคล ไทยแลนด์ จำกัด ตั้งแต่ พ.ศ. 2539 จนถึงปัจจุบัน



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย